

华北电力大学

专业硕士学位论文

甲醇重整 SOFC-GT-SCO₂ 联合发电系统性能
研究

Research on Performance of SOFC-GT-SCO₂
Combined Power Generation System with Methanol
Reforming

陈雨涛

2025 年 5 月

国内图书分类号：TK11
国际图书分类号：621.4

学校代码：10079
密 级：公开

专业硕士学位论文

甲醇重整 SOFC-GT-SCO₂ 联合发电系统性能 研究

硕 士 研 究 生：陈雨涛

导 师：高正阳教授

企 业 导 师：仲博学高级工程师

申 请 学 位：能源动力硕士

专 业 领 域：动力工程

学 习 方 式：全日制

所 在 学 院：能源动力与机械工程学院

答 辩 日 期：2025 年 5 月

授予学位单位：华北电力大学

Classified Index: TK11

U.D.C: 621.4

Thesis for the Professional Master's Degree

**Research on Performance of SOFC-GT-SCO₂
Combined Power Generation System with Methanol
Reforming**

Candidate:	Chen Yutao
Supervisor:	Prof. Gao Zhengyang
Enterprise mentor:	Zhong Boxue
Professional Degree Applied for:	Master of Engineering
Speciality:	Power Engineering
Cultivation ways:	Full-time
School:	School of Energy Power and Mechanical Engineering
Date of Defence:	May, 2025
Degree-Conferring-Institution:	North China Electric Power University

华北电力大学学位论文原创性声明

本人郑重声明：此处所提交的学位论文《甲醇重整 SOFC-GT-SCO₂ 联合发电系统性能研究》，是本人在导师指导下，在华北电力大学攻读学位期间独立进行研究工作所取得的成果。论文中除已注明部分外不包含他人已发表或完成的研究成果。对本文的研究工作做出重要贡献的个人和集体，均已在文中以明确方式注明。论文由本人撰写，未使用人工智能代写。本声明的法律结果将完全由本人承担。

作者签名：

日期： 年 月 日

华北电力大学学位论文使用授权书

学位论文系研究生在华北电力大学攻读学位期间在导师指导下完成的成果，知识产权归属华北电力大学所有，学位论文的研究内容不得以其它单位的名义发表。研究生完全了解华北电力大学关于保存、使用学位论文的规定，同意学校保留并向有关部门送交论文的复印件和电子版本，同意学校将学位论文的全部或部分内容编入有关数据库进行检索，允许论文被查阅和借阅，学校可以为存在馆际合作关系的兄弟高校用户提供文献传递服务和交换服务。本人授权华北电力大学，可以采用影印、缩印或其他复制手段保存论文，可以公布论文的全部或部分内容。

保密论文在保密期内遵守有关保密规定，解密后适用于此使用权限规定。
本人知悉学位论文的使用权限，并将遵守有关规定。

本学位论文属于（请在相应方框内打“√”）

☒公开 ☐内部 ☐秘密 ☐机密 ☐绝密

作者签名：

日期： 年 月 日

导师签名：

日期： 年 月 日

摘要

氢能因其丰富的来源和广泛的应用前景,正成为全球能源转型的关键部分。然而,当前氢气的在储存与运输过程中存在成本高、效率低、风险大的问题。在此背景下,甲醇因其高储氢率和液态储运的特性,能够借助现有基础设施实现便捷运输,成为一种具有潜力的理想氢能载体。同时固体氧化物燃料电池(SOFC)因燃料适应性强、转化效率高以及余热可梯级利用等特点,被视为氢能高效利用的重要技术之一。基于以上优势,采用甲醇作为 SOFC 发电系统的燃料,可构建高效、低碳的创新能源系统。该系统具备优异的能量转化效率与良好的环保优势,在可再生能源动力领域展现出广阔的发展前景。

本文以甲醇为燃料经过外部重整通入纯氧 SOFC,基于“温度对口,能量梯级利用”的准则,利用 SOFC 余热驱动燃气轮机(GT)和超临界二氧化碳循环(SCO₂循环)发电,同时系统排气经过压缩、冷凝后捕集二氧化碳(CO₂),实现能源高效利用和零碳排放。将无回热型 SCO₂循环、简单回热型 SCO₂循环、再压缩型 SCO₂循环、部分冷却型 SCO₂循环分别采用两种不同的方式与 SOFC-GT 子系统进行集成:顺序集成方式(A1~A4)与交叉集成方式(B1~B4),共构建 8 种不同的 SOFC-GT-SCO₂联合发电系统。建立各个部件的热力学模型,并验证纯氧 SOFC 模型和 SCO₂模型的准确性。探究了纯氧 SOFC 对系统的综合影响,结果表明采用纯氧作为 SOFC 阴极工质,能有效提高 SOFC 输出功率,同时能够高效捕集系统排气中 99.96%的 CO₂。

基于发电系统的热力学过程和数学模型,以系统净输出功率最大为优化目标对各发电系统进行优化,数据表明:B 组所有系统的系统净输出功率等参数均高于 A 组系统,其中 B4 系统表现最优,其净输出功达 127.05 kW。进一步对优选出的联合发电系统进行关键参数敏感性分析。研究表明,提高 SOFC 运行压力、温度及燃料利用率均能显著提升系统净功率与焓效率。其次,B1 系统的净输出功率在 CO₂流量为 1.7 mol/s 时,呈现出最优特性。B3 系统的分流比降低会使得 SCO₂循环功率持续提高,而 B4 系统中存在最优分流比和预压缩压力,使得输出功率最大。

针对最佳 SOFC-GT-SCO₂联合发电系统进行了综合焓分析以及经济性分析。通过焓数值分析评估各设备的焓效率与损失原因,并对比 A4 系统与 B4 系统的焓流图。分析得出,B 组系统中利用 SCO₂循环透平排汽加热甲醇和水,可减少燃气轮机排气余热利用,提高 SCO₂循环热源温度,进而增大 SCO₂循环的净输出功率,有利于提升系统性能。结合焓经济成本、设备焓经济系数和相对成本差等因素评价了系统在焓经济方面的可行性以及不同设备投资与焓损失值

大小之间的相对关系。经济性分析结果表明，系统投资回收期为 7.69 年，具备良好的盈利能力和工程实用价值。

关键词：固体氧化物燃料电池；甲醇重整；超临界二氧化碳循环；热力学分析；综合焓-经济分析

Abstract

Hydrogen energy is becoming a key part of the global energy transformation due to its abundant sources and wide application prospects. However, the current storage and transportation of hydrogen has problems of high cost, low efficiency and high risk. In this context, methanol, due to its high hydrogen storage rate and liquid storage and transportation characteristics, can be conveniently transported with the help of existing infrastructure, becoming a potential ideal hydrogen energy carrier. At the same time, solid oxide fuel cells (SOFC) are regarded as one of the important technologies for the efficient utilization of hydrogen energy due to their strong fuel adaptability, high conversion efficiency and cascade utilization of waste heat. Based on the above advantages, the use of methanol as the fuel of the SOFC power generation system can build an efficient and low-carbon innovative energy system. The system has excellent energy conversion efficiency and good environmental advantages, showing broad development prospects in the field of renewable energy power.

In this paper, methanol is used as fuel and then reformed externally into pure oxygen SOFC. Based on the principle of "temperature matching and energy cascade utilization", the waste heat of SOFC is used to drive the gas turbine (GT) and supercritical carbon dioxide cycle (SCO₂ cycle) to generate electricity. At the same time, the exhaust gas of the system is compressed and condensed to capture Carbon Dioxide(CO₂), so as to achieve efficient energy utilization and zero carbon emissions. The non-regenerative SCO₂ cycle, simple regenerative SCO₂ cycle, recompression SCO₂ cycle, and partial cooling SCO₂ cycle are integrated with the SOFC-GT subsystem in two different ways: cascade integration (A1~A4) and cross integration (B1~B4), and a total of 8 different SOFC-GT-SCO₂ combined power generation systems are constructed. The thermodynamic models of each component are established, and the accuracy of the pure oxygen SOFC model and the SCO₂ model are verified. The comprehensive influence of pure oxygen SOFC on the system is explored. The results show that using pure oxygen as the cathode working fluid of SOFC can effectively improve the output power of SOFC, and at the same time can efficiently capture 99.96% of CO₂ in the exhaust gas of the system.

Based on the thermodynamic process and mathematical model of the power generation system, each power generation system is optimized with the maximum system net output power as the optimization goal. The data show that the system net output power and other parameters of all systems in group B are higher than those of group A. Among them, the B4 system performs best, with a net output power of 127.05 kW. The key parameter sensitivity analysis of the selected combined power

generation system was further carried out. The study shows that increasing the operating pressure, temperature and fuel utilization of SOFC can significantly improve the net power and exergy efficiency of the system. Secondly, the net output power of the B1 system shows the best characteristics when the CO₂ flow rate is 1.7 mol/s. The reduction of the split ratio of the B3 system will cause the SCO₂ cycle power to continue to increase, while the optimal split ratio and pre-compression pressure exist in the B4 system, which maximizes the output power.

Comprehensive exergy analysis and economic analysis were conducted on the optimal SOFC-GT-SCO₂ combined power generation system. The exergy efficiency and loss causes of each device were evaluated through exergy numerical analysis, and the exergy flow diagrams of the A4 system and the B4 system were compared. The analysis showed that the use of SCO₂ cycle turbine exhaust steam to heat methanol and water in the B group system can reduce the utilization of gas turbine exhaust waste heat, increase the SCO₂ cycle heat source temperature, and thus increase the net output power of the SCO₂ cycle, which is beneficial to improving system performance. The feasibility of the system in terms of exergy economy and the relative relationship between different equipment investments and exergy loss values were evaluated by combining factors such as exergy economic cost, equipment exergy economic coefficient and relative cost difference. The economic analysis results show that the system's investment payback period is 7.69 years, which has good profitability and practical engineering value.

Keywords: solid oxide fuel cell, methanol reforming, supercritical carbon dioxide cycle, thermodynamic analysis, integrated exergy-economic analysis

目录

摘要.....	I
Abstract.....	I
第 1 章 绪论	1
1.1 研究背景及意义	1
1.2 国内外研究现状	2
1.2.1 纯氧 SOFC 研究现状	2
1.2.2 甲醇重整研究现状	4
1.2.3 SCO_2 循环研究现状	5
1.3 目前研究的不足之处	7
1.4 论文主要研究内容	7
第 2 章 SOFC-GT- SCO_2 联合发电系统的模型构建及验证	9
2.1 SOFC-GT- SCO_2 联合发电系统模型描述	9
2.2 SOFC-GT- SCO_2 联合发电模型构建	16
2.2.1 甲醇重整器模型	16
2.2.2 SOFC 模型	16
2.2.3 其他设备模型	21
2.2.4 系统评价指标	22
2.3 模型仿真验证	23
2.3.1 SOFC 模型验证	23
2.3.2 SCO_2 循环模型验证	24
2.4 纯氧 SOFC 对联合发电系统的综合影响	25
2.4.1 氧浓度对 SOFC 发电功率的影响	25
2.4.2 CO_2 捕集子系统	26
2.5 本章小结	26
第 3 章 SOFC-GT- SCO_2 联合发电系统热力学分析	27
3.1 联合发电系统优化	27
3.1.1 优化方法	27
3.1.2 优化目标与条件	28
3.1.3 优化结果	30
3.2 最优发电系统敏感性分析	34
3.2.1 SOFC 运行压力对联合发电系统的影响	34
3.2.2 SOFC 运行温度对联合发电系统的影响	35

3.2.3 SOFC 燃料利用率对联合发电系统的影响	36
3.2.4 CO ₂ 流量对 SCO ₂ 循环的影响	38
3.2.5 SCO ₂ 循环分流比对 SCO ₂ 循环的影响	39
3.2.6 预压缩压力对 SCO ₂ 循环的影响	40
3.3 本章小结	41
第 4 章 SOFC-GT-SCO ₂ 联合发电系统焓及经济性分析	43
4.1 联合发电系统焓分析	43
4.1.1 焓分析理论	43
4.1.2 SOFC-GT-SCO ₂ 联合发电系统焓分析	44
4.1.3 SOFC-GT-SCO ₂ 联合发电系统焓流分析	46
4.2 联合发电系统焓经济分析	49
4.2.1 焓经济分析理论	49
4.2.2 联合发电系统焓经济分析	51
4.3 联合发电系统经济性能分析	55
4.4 本章小结	56
第 5 章 结论与展望	58
5.1 结论	58
5.2 展望	60
参考文献	61
攻读硕士学位期间发表的论文及其它成果	67
致谢	68
华北电力大学学位论文答辩委员会情况	69

第 1 章 绪论

1.1 研究背景及意义

能源利用带来的环境影响已成为制约可持续发展的核心议题。当前，电力生产仍以传统的化石燃料燃烧为主，在其使用过程中存在一些不容忽视的问题：一方面，化石燃料的使用伴随着大量的温室气体的产生。目前大气中二氧化碳的含量已上升至 400 ppm 以上^[1]，而其中约三分之一来化石燃料发电^[2]。另一方面，化石燃料燃烧过程中会伴随着氮氧化物和硫氧化物等有害气体的排放，造成严重的大气污染。因此，在能源需求持续增长的趋势下，推动低碳、高效新能源系统的开发，已成为实现可持续发展的关键途径之一。

氢能作为具有零碳排放特性的二次能源载体，凭借其来源多样性与应用广泛性的特征，逐步成为全球能源转型的关键部分，因此实现氢能产业的高质量发展是实现节能减排的重要措施^[3-5]。然而，氢气储运环节面临成本高与存在安全隐患等问题，是发展氢能产业过程中亟待解决的重要难题^[6]。在此背景下，通过化学储氢载体实现氢能高效输配的模式受到广泛关注。其中，甲醇凭借其独特物化特性成为备受关注的储氢介质。首先，甲醇高质量储氢率与常温常压液态特征，显著降低储运系统设计复杂度；且作为基础化工产品，甲醇具备成熟供应链体系与成本竞争优势；除此之外，其分子结构中 C-O 单键的存在，有效降低重整反应所需活化能，从而实现低温高效制氢。基于上述特性，甲醇重整制氢已成为构建新型氢能体系的关键技术支撑^[7]。

甲醇作为液态氢载体，其优势不仅体现在储运环节，更在于其能够通过燃料电池实现高效能量转化，为氢能在各类应用场景中的灵活部署提供了可行条件。燃料电池因具备清洁、高效和高可靠性等优点，被广泛认为是最具潜力的可再生能源技术之一。其中，固体氧化物燃料电池（SOFC）凭借燃料适应性强、工作温度高以及纯固态结构等特点，正逐渐成为现代能源系统中的关键组成部分。SOFC 通常在 973~1473 K 的高温条件下运行，能够通过电化学反应高效地将燃料的化学能直接转化为电能，其理论发电效率可超过 60%。SOFC 可以通过电化学氧化还原反应高效地将各种碳氢燃料转换成电能，这使得甲醇作为 SOFC 燃料具有一定的可行性。热力学分析与经济性评估综合表明，甲醇燃料驱动的 SOFC 发电系统在能效表现与经济可行性方面具备显著优势^[8]。基于燃料适应性广、反应动力学条件温和及产物清洁等特点，SOFC 系统适用于分布式发电站，其产生的高温尾气可用于加热空气和燃料流，可有效提高系统效率^[9]。因此，将甲醇和燃料电池结合起来，二者优势互补、协同增效，有突破氢

能产业发展中的瓶颈，为实现零碳排放目标提供有利支持。

在采用甲醇作为 SOFC 联合系统在提升能效的同时，面临碳捕集能耗过高的技术挑战。根据电化学反应机理，SOFC 阳极侧的产物仅为二氧化碳和水，但由于阴极侧通入空气，导致尾气中氮气占比过高，显著增加了碳捕集难度。Nayan Biswas 等人发现可以通过增加阴极气体的氧含量来显著提高燃料电池的性能^[10]。这就表明在阴极通入 O_2 ，可提高 SOFC 效率，同时使系统排气只含有 CO_2 和 H_2O 。这部分气体经过多级能量利用后，经过多级压缩、级间冷却捕集 CO_2 。这种方法既可能提高了系统效率，也降低了 CO_2 捕集的成本。

SOFC 在 973~1473 K 的运行温度下，废热可用于驱动其他能源转换系统，以实现更高的整体效率。超临界二氧化碳循环（ SCO_2 ）作为一种新颖且具有广阔应用前景的热电转换技术，具有许多优点。首先， CO_2 流体在临界点附近具有不可压缩性，可降低压缩功耗，与传统的布雷顿循环相比 SCO_2 循环具有更高的能量转换效率。其次，由于超临界 CO_2 流体具有高密度的特性，系统压力始终保持在临界压力以上，透平和热交换器的设计比朗肯循环更紧凑，减少了装置的占地面积和初始投资。第三， CO_2 是一种无毒、无污染、价格低廉的工作流体。因此， SCO_2 循环凭借其高效能、紧凑设计和环保优势，在热电转换技术中展现了广泛的应用潜力。

综上所述，本文提出一种以甲醇为燃料的零碳排放能源系统，通过集成固体氧化物燃料电池（SOFC）、燃气轮机（GT）和超临界二氧化碳循环（ SCO_2 ）实现能源高效利用。同时采用纯氧作为 SOFC 阴极工质，以提高发电效率，避免排气中氮气的存在。最后系统排气经过压缩、冷凝高效捕集 CO_2 。

1.2 国内外研究现状

1.2.1 纯氧 SOFC 研究现状

燃料电池可将燃料中的化学能直接转化为电能不受卡诺循环的限制，因此具有更高的能量转换效率。燃料电池按电解质类型分为多种类型，包括磷酸燃料电池（PAFC）、碱性燃料电池（AFC）、熔融碳酸盐燃料电池（MCFC）、固体氧化物燃料电池（SOFC）和质子交换膜燃料电池（PEMFC）等。在众多燃料电池中，SOFC 因其高能量转化效率和低碳排放的特点，被认为是提升能源利用效率、减少环境污染的重要技术^[11]。SOFC 主要由阳极、电解质和阴极三层构成，其中电解质层起到隔离阳极与阴极的作用，这不仅能有效阻隔燃料与空气的直接接触，还作为离子或质子传输的介质，确保电池在高效运行的同时保持稳定^[12-14]。

SOFC 主要包括管式与平板式两种典型结构，其模块化设计显著提升了系

统组装效率^[8]。管式 SOFC 技术最早由美国西门子西屋公司研发，其管状结构设计凭借优异的高温密封性能，适用于固定式发电应用场景。目前，兆瓦级管式 SOFC 发电系统已实现示范运行，充分验证了该技术路线的工程可行性与应用潜力^[15-17]。三菱重工基于管式 SOFC 技术构建了蒸汽轮机/燃气轮机（GT）联合发电系统，采用气化气与天然气为燃料，将系统发电效率提升至 60%^[18]。在材料方面，SOFC 的电解质材料呈现多元化特征，主要包括氧化钇稳定氧化锆（YSZ）、氧化钪稳定氧化锆（ScSZ）、氧化镁稳定氧化锆（MgSZ）及氧化钙稳定氧化锆（CaSZ）等类型^[18]。然而，由于不同燃料电池组件的热膨胀系数存在差异，热循环过程中容易产生内部应变梯度，这可能导致电池退化、分层或断裂^[20, 21]。Zhu 等学者^[22]创新性提出单组份燃料电池这一新型结构。其核心创新在于将阳极、电解质与阴极的电化学功能集成于单一组件中，能够在单一材料体系中同步实现氢氧化-氧还原反应^[23]。传统的固体氧化物燃料电池（SOFC）由阳极/电解质/阴极三层结构组成。近年提出了一种新型纳米 SOFC 概念，用过用半导体膜取代传统的电解质，使得 SOFC 能够在较低的温度范围（ $<500^{\circ}\text{C}$ ）内依然提供优异的性能^[24, 25]。这种新型燃料电池设计被称为半导体-离子膜燃料电池（SIMFC）^[26]。Shah 等开发了一种以掺镁氧化锌和氧化锌（ZnO）为基础的半导体异质结构膜。该膜不仅能有效阻止电子在结点的流动，还能激发膜的离子特性，从而提升燃料电池的整体性能^[27]。

过去几十年的研究已显著推动了 SOFC 在材料、结构设计和运行条件等方面的发展^[28-31]。然而，当前研究中关于阴极气体成分对电池性能的影响缺乏深入研究。尽管 SOFC 可使用氢气、天然气等多种燃料，但其电化学反应所需的氧化剂本质上仍为氧气^[32]。采用空气作为阴极气体时，由于氮气的存在，局部区域氧气浓度显著下降，从而增大扩散阻力，降低电池的性能^[33]；而当 SOFC 以纯氧为阴极气体运行时，阴极界面处的氧气浓度可保持恒定，从而确保了足够的氧化剂供应。此外，为满足阴极反应化学计量所需的氧气量，使用空气时需显著增加进气体积，将引起传质限制与浓差极化现象显著影响电池输出性能。同时由于 SOFC 结构的复杂性，导致其功率输出与进气成分之间呈高度非线性关系。因此，研究阴极气体氧浓度升高对 SOFC 性能的影响，可能为优化电池性能，提高系统净输出功率提供新的方向。

Nayan Biswas 等^[10]使用了计算流体动力学（CFD）模拟的组合以及在 SOFC 堆栈上进行的一系列实验。平面阳极支持的 SOFC 在阴极侧具有不同比例的氧和空气，并且统计了不同氧浓度对过电位和电流密度曲线的影响。发现随着阴极气体的氧含量从空气升高至纯氧，燃料利用率升高了约 11%。表明可以通过增加阴极气体的氧含量来显著提升燃料电池的性能。Gianfranco DiGiuseppe 等^[34]通过系统电化学表征揭示了温度与阴极气体成分对电池性能的影响机制。采

用电压-电流密度 (V-I) 曲线及多电位电化学阻抗谱 (EIS) 分析表明在纯氧、800°C 条件下, 采用 LSCF 阴极与薄层电解质的 SOFC 最大功率密度达 2 W/cm², 显著高于空气阴极 (1.2–1.5 W/cm²)。这是由于在纯氧条件下氧分压升高导致扩散阻力的消除, 优化了离子传输路径以及强化了阴极氧还原反应 (ORR) 动力学, 使 SOFC 性能显著提升。提高阴极气体中的氧气分压不仅有助于提高电池电压, 还可以减少电化学热释放和压缩组件的功率消耗, 改善净系统电效率的最大值, 从在模拟空气下的 47.9% 提高到在纯氧下的 51.7%。在系统方面, Victoria He 等^[35]认为在 SOFC 中通入纯氧气体在提高 SOFC 的性能和效率的同时也伴随着欧姆电阻的增加, 管道氧化的风险。但采用纯氧作为阴极气体具有一定的研究价值, 因为该方案具有降低投资成本, 并提高系统效率的潜力。因此, 在 SOFC 阴极中通入纯氧, 可以有效提高 SOFC 的发电功率。此外, 从电化学反应机理来看, 该方法可避免系统排气中氮气的掺杂, 使尾气主要由 H₂O 和 CO₂ 组成, 这一特性为后续的碳捕集过程提供了有利条件。

1.2.2 甲醇重整研究现状

SOFC 可以通过电化学氧化还原反应高效地将各种碳氢燃料转换成电能, 这使得采用甲醇作为 SOFC 燃料具有一定的可行性。相比于煤或甲烷为燃料的燃料电池相比, 甲醇重整制氢具有温度低、成本低、氢碳比高、储运方便等优点, 是一种理想的重整方案^[36]。采用甲醇作为燃料电池系统的燃料具有多方面的优势。首先, 甲醇可由可再生资源合成, 其次, 其重整反应所需温度较低 (约 200~260°C), 而天然气和沼气的重整反应通常在 600~1000°C 进行^[36]。基于以上优势, 学术界对甲醇在 SOFC 中的应用开展了大量研究。Laosiripojana 等^[37]首次探索了甲烷、甲醇和乙醇燃料在内部重整固态氧化物燃料电池 (DIR-SOFC) 中, 使用 Ni/YSZ 催化剂的可行性。研究表明, 在高温环境下甲烷和甲醇可作为有效的直接燃料, 而乙醇则不具备同样的可行性。Qidong Xu 等人^[38]建立了甲醇燃料 SOFC 的二维模型, 对甲醇的分解、水煤气变换、电化学反应以及传热传质过程进行了模拟。结果表明, 在操作温度为 1073 K、汽碳比为 1 的条件下, 该系统的峰值功率密度可超过 10000 W/cm²。此外, Yanxia Yin 等人^[39]探讨了不同甲醇预处理方式对 SOFC 燃料组成及发电效率的影响。在温度为 1073 K、O/C 比为 1.5、燃料利用率为 80% 的条件下, 蒸汽重整方式的电池效率为 55.89%, 自热重整为 50.83%, 而部分氧化方式则为 45.77%。Yanlei Ru 等人^[40]采用甲醇直接内部重整技术以及 Ni-YSZ 阳极支撑的双阴极平板管 SOFC。实现在 0.8 V 电压下功率密度达 0.25 W/cm², 其中约 90% 由 H₂ 供电。综上所述, 甲醇在 SOFC 系统中展现出良好的发电性能与燃料适配性, 其作为 SOFC 燃料的

可行性已得到多项研究的验证。

在甲醇作为 SOFC 系统燃料的应用中,选择合适的甲醇重整制氢技术至关重要。甲醇重整制氢的主要方法包括蒸汽重整 (MSR)、部分氧化 (POX)、自热重整 (ATR) 和吸附强化蒸汽重整 (SESR)^[41]。各方法在反应机制与工程实现方面存在显著差异。其中,POX 反应以甲醇和氧气为原料具有快速启动特性且无需外部供热的优势,但其产物氢气含量较低,且其强放热特性易导致催化剂表面局部过热,增加失活风险^[42]。相比之下,MSR 和 SESR 技术均引入水蒸气参与反应,不仅能够降低反应温度,还可有效抑制 CO 生成并提高氢气产率。SESR 进一步引入吸附剂以移除 CO₂,从而推动反应向氢气生成方向移动。ATR 技术则综合了 MSR 的吸热过程与 POX 的放热反应,通过调节进料中水蒸气与氧气的比例,实现反应过程的热平衡。然而,由于该反应路径复杂、温度控制及物料配比要求较高,给系统设计和运行带来挑战^[43]。综合技术性能、氢气产率与系统复杂程度等多方面因素,MSR 具有反应温度低和氢气选择率较高的优势。此外,MSR 可以在常压下进行,其主要产物是 H₂、CO₂ 和少量的 CO。既满足 SOFC 燃料需求,同时有效减少积碳现象的发生,因此,MSR 是一种技术成熟适用于甲醇重整的理想方法。

1.2.3 SCO₂ 循环研究现状

SOFC 的运行温度很高,约为 600~1000℃,废热可用于驱动其他能源转换系统,以实现更高的整体效率^[44]。近年来,学者们在 SOFC 混合动力系统领域开展了多项创新性研究。Li 等^[45]构建了集成碳捕集与 LNG 冷能利用的 SOFC-GT-ST 联合发电系统,通过参数分析揭示了压缩机压比、燃料利用率及燃料电池运行温度等关键参数对系统性能的影响机制。研究表明,合理提升上述参数可有效增强系统的功率输出,最终实现两种系统 70.5%和 68.11%的高能效表现。Sghaier 团队^[46]创新性地将氨吸收式制冷系统引入 SOFC-GT 循环,构建了整体能效超 60%的混合系统。其参数研究表明,环境温湿度与系统效率呈负相关,为实际工程应用提供了重要设计依据。

在系统集成与多能系统利用,Oveis Abedinia 等^[47]提出了一种基于合成气-燃料 SOFC、Kalina 循环、加湿-除湿海水淡化装置和质子交换膜电解槽相结合的新型多代系统,用于同时生产电力、供暖、淡水和氢气。所提系统的能量效率和焓效率分别为 53.66%和 38.2%。该系统具备生产 0.1633 kg/s 淡水,以及 377.6 kW 的净功率输出的能力。Yan 等^[48]将 SOFC-GT 系统与有机朗肯循环 (ORC) 相集成,使用液化天然气 (LNG) 作为散热器来回收 ORC 的低温热量,可以实现 67%的整体电效率。Meng 等^[49]将跨临界 CO₂ 循环 (TRCC) 与

SOFC-GT 系统集成,建立了数学系统模型,并展开性能研究。结果表明,TRCC 循环和整体系统的电效率分别为 29.14%和 69.26%,且 TRCC 汽轮机入口压力对集成系统的性能有影响。

大量研究表明除 KC、RC 和 TRCC 外,超临界二氧化碳循环(SCO₂ 循环)也可作为底部循环回收余热^[49]。相较于传统热力系统,该系统在工作介质特性方面具有显著特点:由于二氧化碳在临界点附近具备类似液体的高密度特性,使得压缩过程能耗大幅降低。同时,这种高密度特性让系统可在较小体积下维持理想工作压力,可减少相关设备尺寸,减少了装置的占地面积和初始投资。SCO₂ 循环选用的 CO₂ 工质作为自然界的常见物质,它不仅获取成本低廉,更不会产生有毒物质或二次污染。因此,SCO₂ 循环是一种高效回收余热的底部循环,在工程上具有很好的应用前景。

基于上述优势,Liu 等^[50]提出的基于 SOFC-GT-SCO₂ 与有机朗肯循环的冷热电联供系统,通过 LNG 冷能梯级利用与 CO₂ 捕集技术的协同创新,实现了 79.48%的综合能源利用率、79.81%的净发电效率和 62.29%的炯效率,同时保持 79.2 kg/h 的 CO₂ 捕集速率。这些研究成果不仅推动了燃料电池混合系统能效边界的拓展,更为清洁能源系统的工程化应用提供了重要技术路径。由于 SOFC 排气存在高温气体,因此 Chen 等^[51]提出了一种冷电结合系统,集成了 SOFC,SCO₂ 动力循环和压缩吸收制冷(CAR)利用 SOFC 的高温余热。对比结果表明,所提系统的运行效率比 SOFC-GT-ORC 系统至少高出 3.5%。Yumin Guo 等^[52]对 SOFC-SCO₂ 进行了详细的效率分析与优化混合系统的研究,揭示了混合动力系统的总体性能特征,评估了电流密度和 6 个关键参数的综合效应,结果表明为了获得最佳的系统运行条件,SOFC 的运行温度和压力应在其设定的范围内尽可能地增强。Zekun Liu 等^[53]提出了一种基于 SOFC 的系统,结合 SCO₂ 循环和 CO₂ 捕集的系统。通过在燃烧室中使用纯氧燃烧实现低能耗的 CO₂ 捕集,CO₂ 造成的效率损失捕集量约为 1.97%,而该系统的 CO₂ 排放量减少量可达 0.342 kg/kWh。

在 SOFC-GT-SCO₂ 混合动力系统这一广泛的研究领域中,所设计的系统大多将 SCO₂ 循环置于 SOFC-GT 子系统之后^[50]。少数研究者如 Minjie Xia 等^[54]将 SCO₂ 循环放置在 SOFC-GT 子系统内部,用于加热系统的空气。通过多目标遗传算法对系统的能源效率和发电成本进行优化。得到系统净输出功率、能效分别为 226.374 kW、60.42%,提升 6.97 kW 和 1.86%。表明将 SCO₂ 循环置于 SOFC-GT 子系统内,利用 SCO₂ 循环透平的余热循环加热前端气体,可以减少 SOFC 排气的热量消耗,以提高 SCO₂ 循环运行的最高温度和发电效率。

1.3 目前研究的不足之处

凭借高储氢密度和液态储运的特性，甲醇被视为一种理想的氢能载体。采用其作为 SOFC-GT-SCO₂ 联合发电系统的燃料，有望构建高效、低碳的能源系统。在现有 SOFC 集成系统研究中，阴极侧常采用空气作为氧化剂，导致系统排气中含有大量氮气，不利于 CO₂ 的分离与捕集。近年来，部分研究尝试以纯氧替代空气引入阴极，该方法不仅可以提高 SOFC 输出性能，同时也可有效避免氮气混入排气，从而显著增强碳捕集的适应性与系统整体的减碳潜力。尽管这一策略展现出良好的应用前景，但相关研究仍相对有限。在纯氧进气条件下，系统的整体性能表现及碳捕集能力仍有待进一步研究与提升。

当前 SOFC-GT 与 SCO₂ 循环的集成研究中，两者的集成方式通常仅将 SCO₂ 循环布置于 SOFC-GT 子系统之后，主要作为其排气的余热回收装置。然而，这种顺序集成方式存在一定局限，未能充分挖掘 SCO₂ 循环与 SOFC-GT 系统之间的协同潜力。近年来，少数研究尝试将 SCO₂ 循环引入 SOFC-GT 子系统内部，通过其透平排气对前端气体进行加热，进而提升 SCO₂ 循环的入口温度和系统发电效率，显示出更优的性能表现。然而，此类交叉集成的设计理念尚处于探索阶段，相关研究数量较少，系统配置与热流组织方式仍缺乏系统性的分析与优化。因此，将 SCO₂ 循环与 SOFC-GT 子系统进行交叉集成、协同工作的研究尚不完善，亟需进一步拓展。

1.4 论文主要研究内容

本研究构建了甲醇燃料驱动的 SOFC-GT-SCO₂ 联合发电系统，在 SOFC 阴极中通入纯氧提升电化学转化效率的同时，为碳捕集创造条件。将 SCO₂ 循环作为子系统，利用其透平排气加热甲醇和水提高 SCO₂ 循环操作的最高温度和发电效率，以提高系统的发电效率。本文总体研究路线如图 1-1 所示。主要研究内容如下：

（1）以甲醇为系统燃料经过重整通入纯氧 SOFC 中发电。同时将 SCO₂ 循环的无回热型循环、简单回热型循环、再压缩型循环、部分冷却型循环采用两种不同方式与 SOFC-GT 子系统集成：顺序集成方式（A1~A4）与交叉集成方式（B1~B4），共构建 8 种不同 SOFC-GT-SCO₂ 联合发电系统。建立数学模型，并验证纯氧 SOFC、SCO₂ 模型的准确性。在此基础上，系统研究了阴极气体氧浓度对 SOFC 电化学性能的影响规律，同时揭示了 SOFC 纯氧运行模式对系统碳捕集效率的提升机制。

（2）对各组联合发电系统以净输出功最大为优化目标进行寻优，优选出净

输出功最大集成方式；对优选出的系统探究 SOFC 运行温度、压力及燃料利用率对 SOFC-GT-SCO₂ 联合发电系统的净输出功率、能量利用率和烟效率的影响。SCO₂ 循环中 CO₂ 流量、分流比以及预压缩压力对 SCO₂ 循环的净输出功率、烟效率的影响。

(3) 对最佳联合发电系统进行烟效率计算，根据烟计算结果画出烟流图，并和其他发电系统进行对比分析。其次结合烟经济分析中的烟经济成本、设备烟经济系数和相对成本差等因素评价了系统在烟经济方面的可行性以及不同设备投资与烟损失值大小之间的相对关系。除此之外，还将对集成系统进行经济性分析，以了解其工程实用价值。

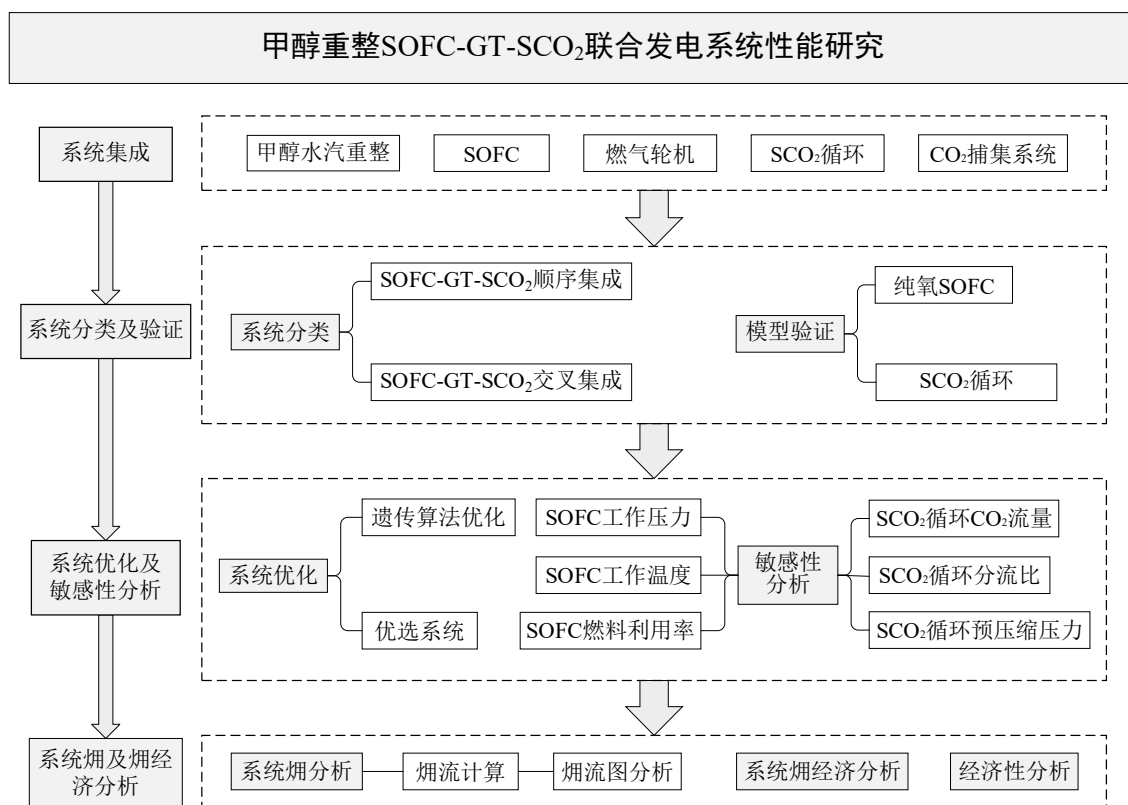


图 1-1 论文框架图

第 2 章 SOFC-GT-SCO₂ 联合发电系统的模型构建及验证

本章构建 SOFC-GT-SCO₂联合发电系统。SOFC-GT 子系统排出的高温气体富含热能，在其后集成 SCO₂循环，以实现能量的多级利用，从而提高系统整体效率。分别将 SCO₂循环的不同结构形式（无回热型循环、简单回热型循环、再压缩型循环、部分冷却型循环），与 SOFC-GT 子系统进行顺序集成（A 组系统）和交叉集成（B 组系统），共构建 8 种不同的 SOFC-GT-SCO₂联合发电系统，并建立相应的数学模型。

2.1 SOFC-GT-SCO₂ 联合发电系统模型描述

在系统构型研究领域，学者们针对超临界二氧化碳布雷顿循环（SCO₂）开展了分类研究。Crespi^[49]基于回热器数量、中间冷却配置及工质分流策略等特征提出了分类框架，主要包括以下几种典型构型：

（1）无回热型循环：作为 SCO₂ 循环的基础构型，其仅包含透平、压缩机、热源及冷却器等核心部件。压缩机出口流体直接进入热源吸热，膨胀做功后经冷却器完成放热过程。

（2）简单回热型循环：由透平、压缩机、回热器、冷却器及热源构成。通过回收部分废热降低能量消耗，从而有效提高了系统的热效率。

（3）再压缩型循环：在简单回热型基础上增设再压缩机和低温回热器。通过工质分流方式实现双重优化：一方面通过低温流股分流降低冷却器热负荷，另一方面借助再压缩过程改善回热器夹点效应，从而缩小换热单元尺寸。

（4）部分冷却型循环：作为再压缩循环的改进构型。通过引入预压缩机和中间冷却装置，在维持系统效率稳定性的同时提升输出功率。该循环构型通过分级压缩冷却的方法，有效降低系统性能对压比波动的敏感度。

在 SOFC-GT-SCO₂ 联合发电系统这一研究领域，现有设计大多将 SCO₂ 循环置于 SOFC-GT 子系统之后，但这一设计限制了 SCO₂ 循环的最高温度。同时，系统搭建过程中发现，甲醇重整过程消耗了大量 SOFC-GT 子系统的排气热能，降低了 SCO₂ 循环的热源温度。因此，在甲醇重整器之前增加预热器，将 SCO₂ 循环中透平排气用于加热甲醇和水，提高 SCO₂ 循环的最高温度。为了验证该方法的可行性。本文将系统分为 A 组和 B 组。A 组：SCO₂循环集成于 SOFC-GT 子系统之后——甲醇和水混合后直接进入甲醇重整器反应，同时利用 SOFC-GT 子系统的排气对 SCO₂循环进行加热。（顺序集成方式）。B 组：SCO₂

循环集成于 SOFC-GT 子系统内部——在 SOFC-GT 的排气对 SCO_2 循环进行加热的基础上, 利用 SCO_2 循环透平的排气对 SOFC-GT 子系统内的甲醇和水的混合物进行加热 (交叉集成方式)。

在上述两种系统架构的基础上, 分别将无回热型 SCO_2 循环、简单回热型 SCO_2 循环、再压缩 SCO_2 型循环和部分冷却型 SCO_2 循环这四种不同的 SCO_2 循环结构分别采用两种不同方式与 SOFC-GT 子系统集成。

在 A 组中, 将 SOFC-GT- SCO_2 联合系统划分为 A1-A4 系统, 其分类依据为: 底循环所采用的 SCO_2 构型差异。各构型在保持 SOFC-GT 与 CO_2 捕集子系统流程一致性的前提下, 通过配置不同 S- CO_2 循环实现系统优化: A1 底循环——无回热型 SCO_2 循环, A2 底循环——简单回热型 SCO_2 循环, A3 底循环——再压缩型 SCO_2 循环, A4 底循环——部分冷却型 SCO_2 循环, 由此形成四个具有不同热力学特征的发电系统。B 组按照相同的分类准则, 各系统在保持 SOFC-GT 与 CO_2 捕集子系统架构一致的情况下, 通过集成不同的 SCO_2 底循环 (无回热型 SCO_2 循环、简单回热型 SCO_2 循环、再压缩型 SCO_2 循环、部分冷却型 SCO_2 循环), 划分为 B1~B4 系统。

系统图 2-1 显示了所提出的 A1 系统, 在 SOFC-GT 子系统中, 水 (流股 1) 和甲醇 (流股 3) 通过泵压缩至甲醇重整所需压力, 两者在混流器 1 中进行混合, 甲醇和水的混合物 (流股 5) 进入甲醇重整器进行反应生成 H_2 、 H_2O 、 CO 等物质 (流股 6) 经过阳极加热器加热后通入 SOFC。在 SOFC 中建立阴极开口循环, 以控制电池温度。在阴极循环流量不变的原则上, 纯氧 (流股 9) 经过纯氧压缩机压缩后与循环回流气体 (流股 15) 进行混合, 后通过阴极加热器加热后进入 SOFC 发电。阴极出口气体 (13) 通过分流器 1 进行分离, 大量气体 (流股 14) 通过重整加热器加热甲醇重整器后与纯氧 (流股 10) 进行混合, 重新流入 SOFC。少部分阴极排气 (流股 16) 通入后燃烧室与阳极中未反应气体 (流股 8) 充分燃烧, 燃烧气体后气体 (流股 17) 通入燃气轮机中膨胀做功。燃气轮机排汽依次经过阴极加热器、阳极加热器和 SCO_2 循环加热器将热量传递给阴极入口气体 (流股 11)、阳极入口气体 (流股 6)、 SCO_2 循环 (流股 22), 最后通过 CO_2 捕集系统, 捕集 CO_2 。

在 SCO_2 循环中, CO_2 (流股 22) SCO_2 循环加热器进行加热, 在 CO_2 透平中膨胀做工后, 排气 (流股 24) 随后通过冷却器进行冷却, 冷却后的气体 (流股 25) 通过 CO_2 压缩机进行压缩后再次利用 SOFC-GT 子系统排气 (流股 20) 进行加热, 形成循环。系统排气为 CO_2 和水的混合气体, 通过压缩、冷凝的方式进行高效捕集。混合物经过四级压缩升压至 12 MPa, 同时在每一级压缩之间设置中间冷却器将气体冷却至 30 $^{\circ}\text{C}$, 以控制温升。在高压低温条件下, CO_2 得以冷凝析出, 实现与水蒸气的有效分离, 从而捕集 CO_2 。

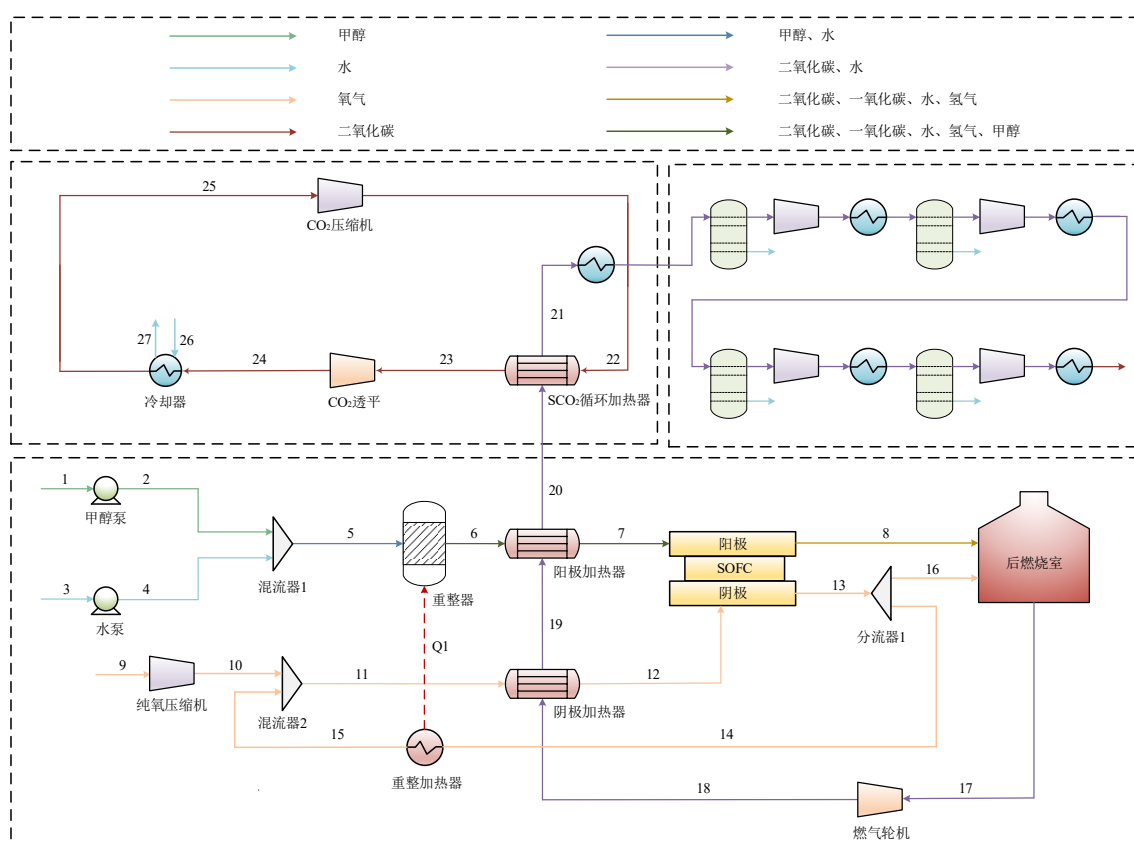


图 2-1 A1 系统模型

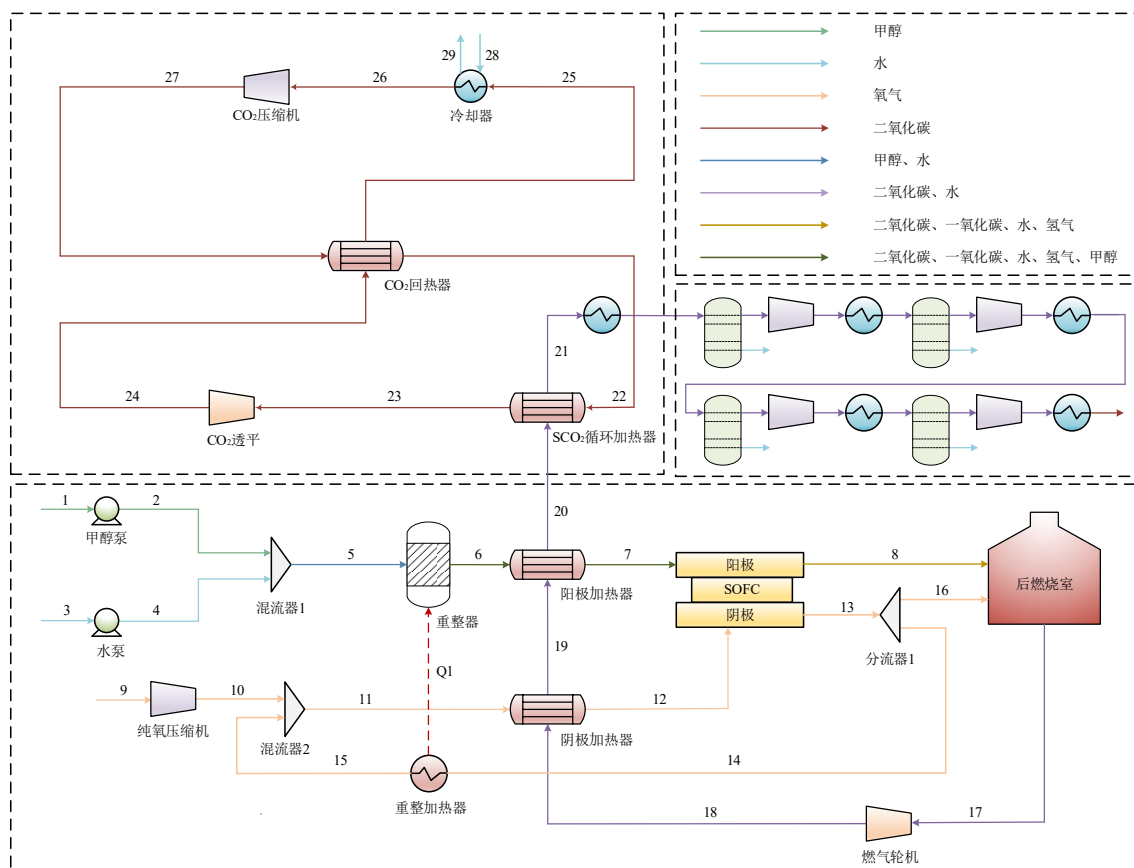
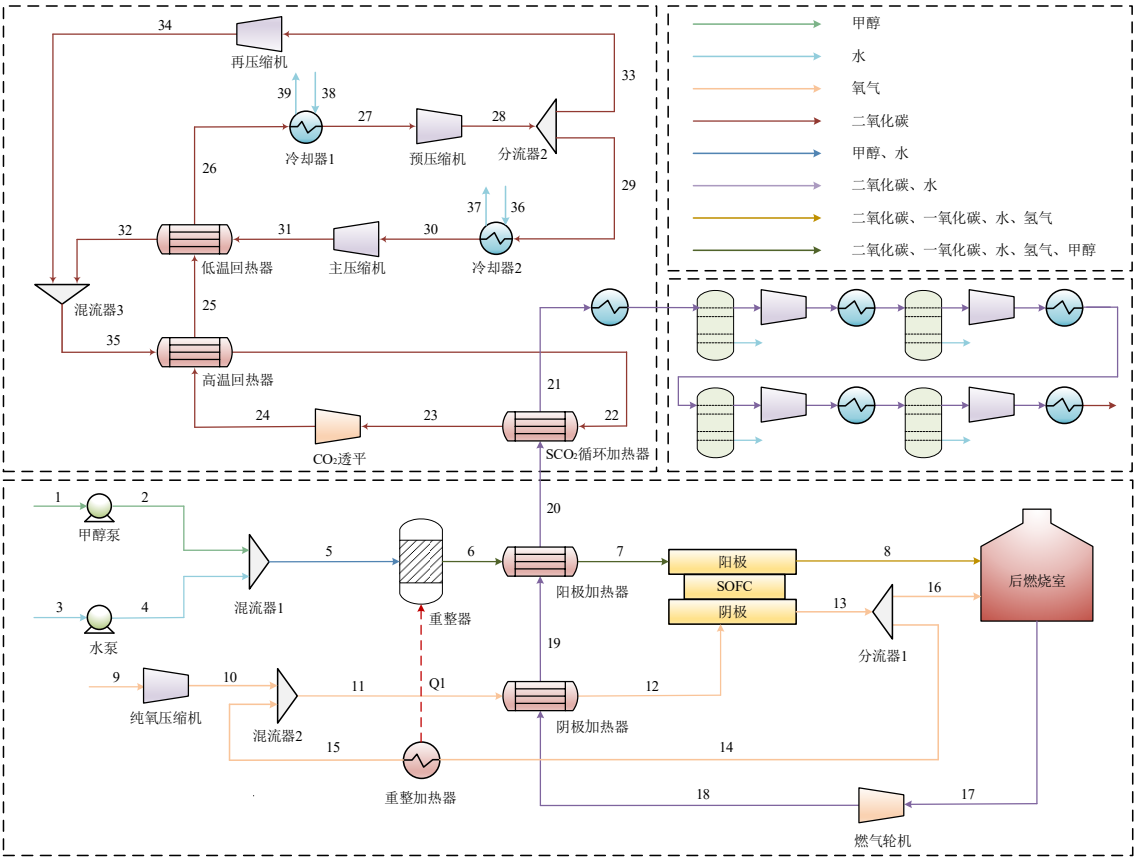
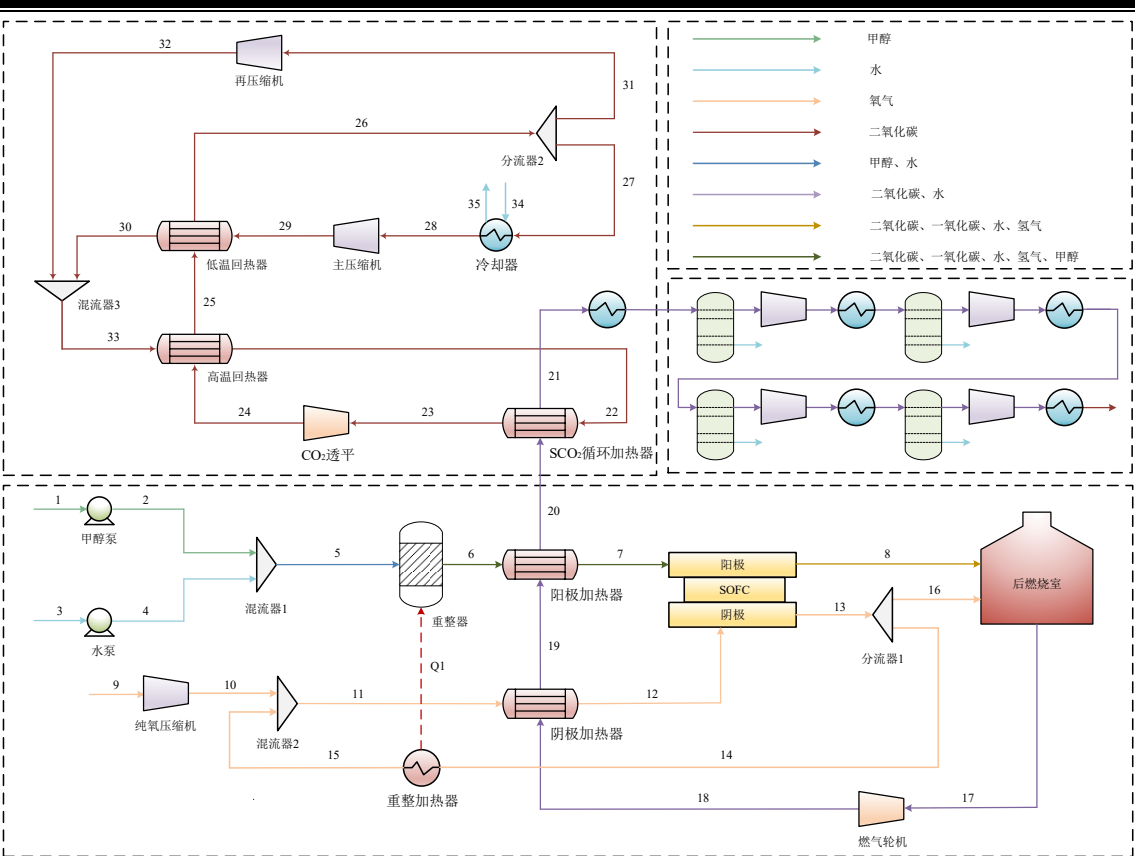


图 2-2 A2 系统模型



在 A2、A3、A4 系统中，SOFC-GT 子系统和 A1 系统中保持一致，区别在于其底部循环 SCO_2 系统的结构不同。A2、A3、A4 系统，无回热型 SCO_2 底部循环子系统分别替换为简单回热型 SCO_2 循环系统、再压缩型 SCO_2 循环系统、部分冷却型 SCO_2 循环系统。A 组系统模型如图 2-1 至图 2-4 所示。

与 A 组系统相比，B 组系统的主要不同点在于 SCO_2 循环的集成方式。以无回热型 SOFC-GT- SCO_2 系统为例。如图 2-5 所示， SCO_2 循环中透平做功后的气体（流股 25）用于加热 SOFC-GT 子系统中甲醇和水的混合物（流股 5），以提高 SCO_2 循环热源温度，其余流程不变。分别将无回热型 SCO_2 循环系统、简单回热型 SCO_2 循环系统、再压缩型 SCO_2 循环系统、部分冷却型 SCO_2 循环系统与 SOFC-GT 子系统以交叉集成的方式耦合，分别记为 B1、B2、B3、B4。B 组系统模型示意图如图 2-5 至图 2-8 所示。

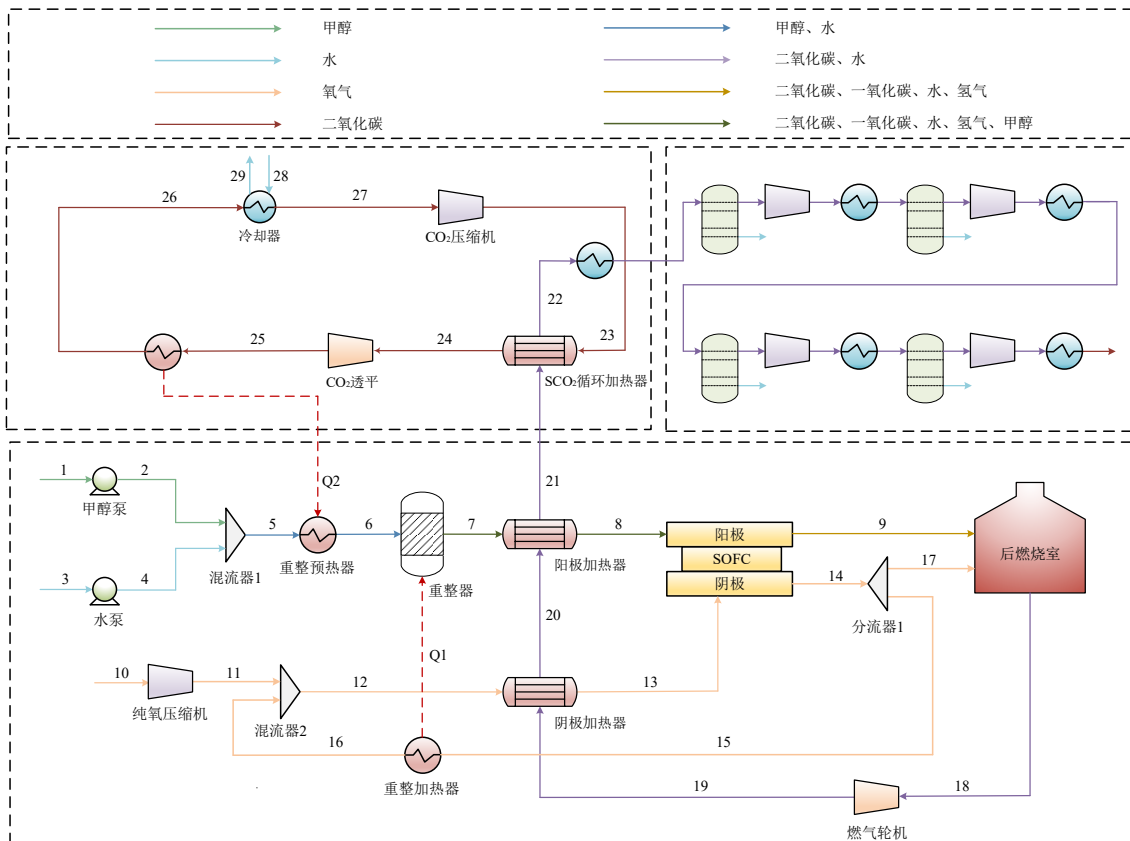
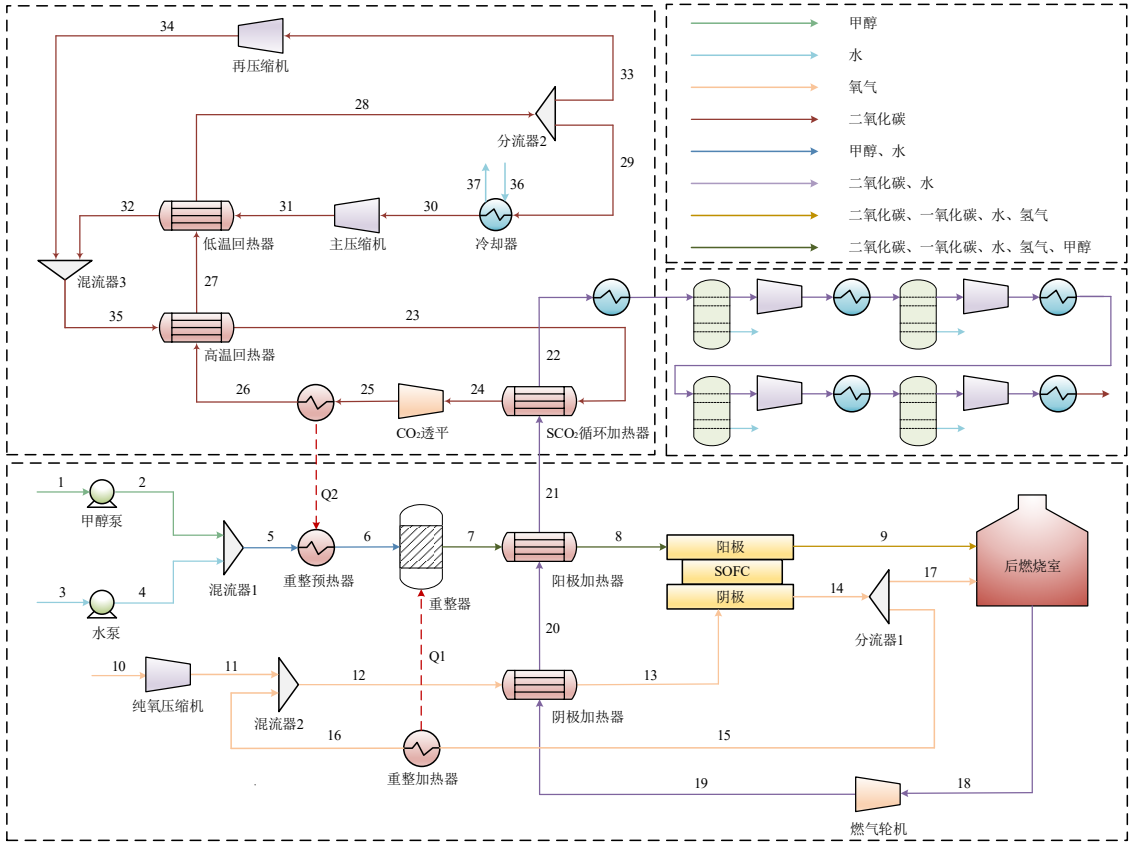
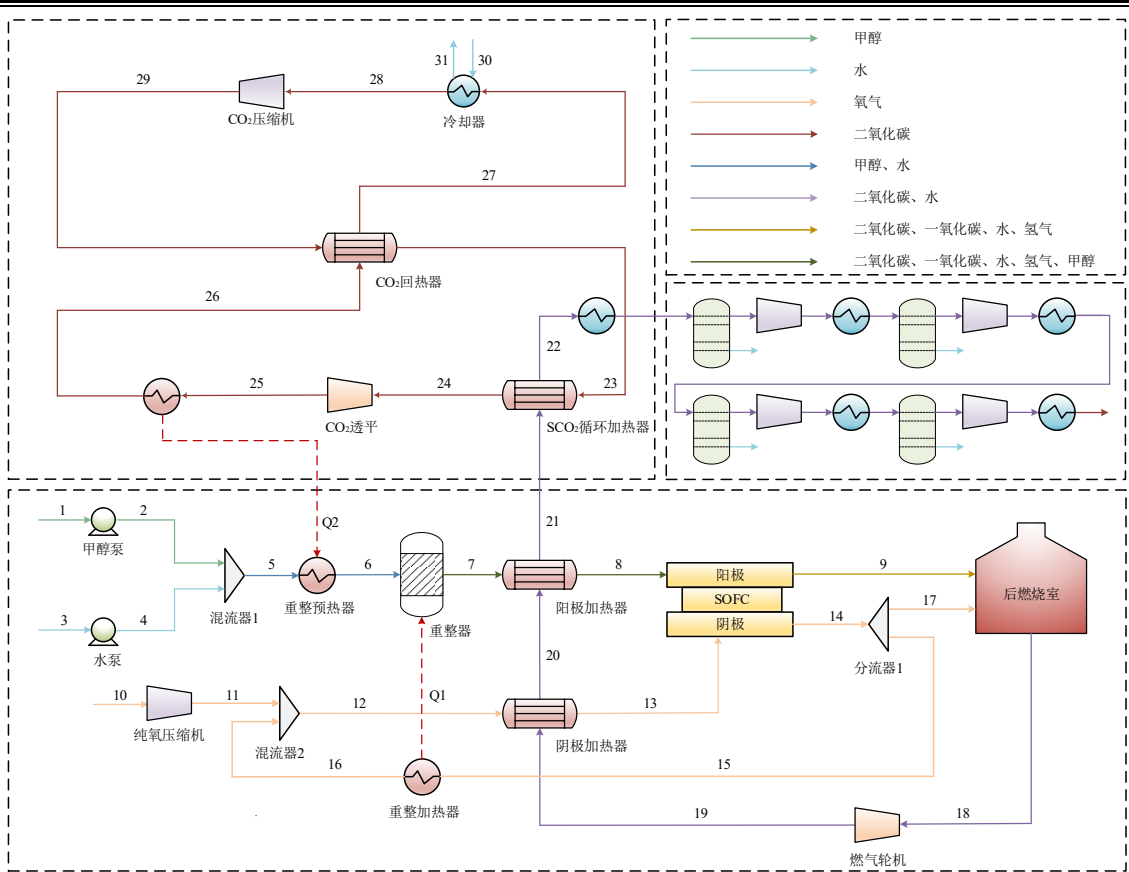


图 2-5 B1 系统模型



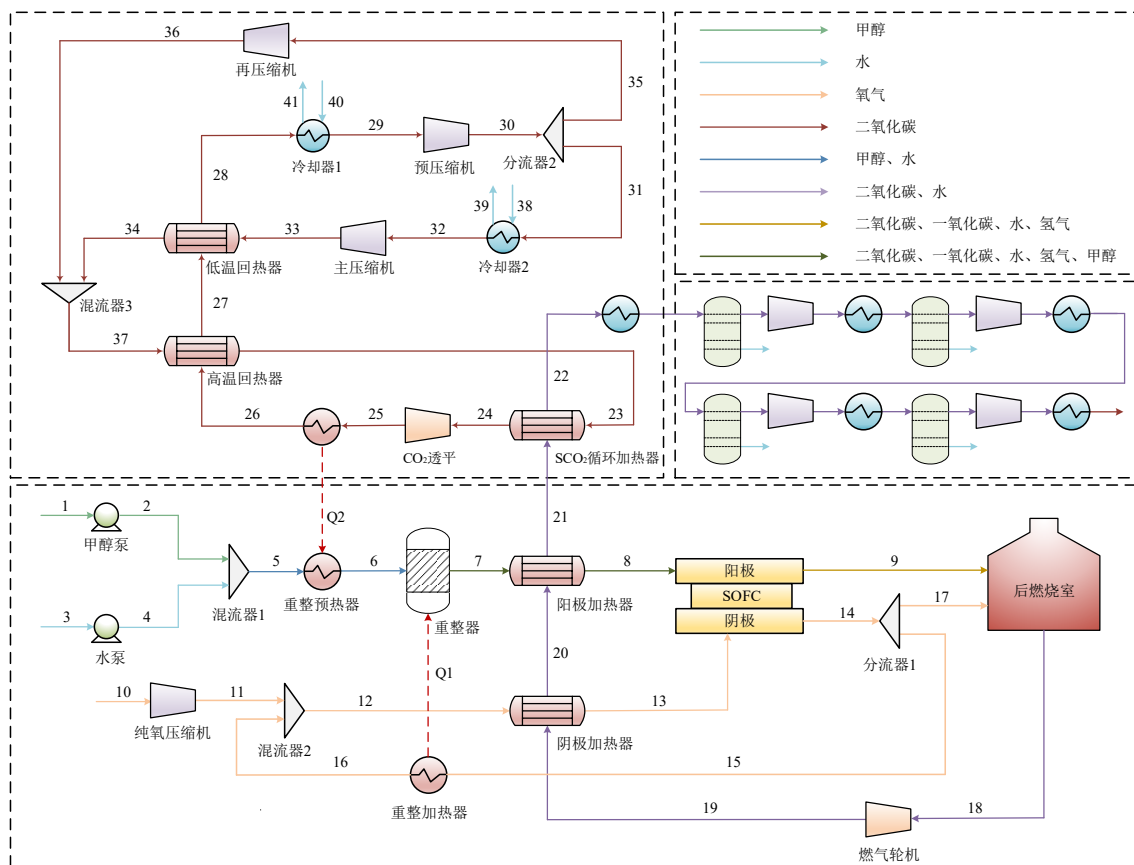


图 2-8 B4 系统模型

上述所有系统特点总结如表 2-1 所示：

表 2-1 各联合发电系统总结

项目	代号	特点
A 组系统	A1	无回热型 SCO_2 循环置于 SOFC-GT 子系统循环之后， SCO_2 循环中 CO_2 透平排气直接冷却。
	A2	简单回热型 SCO_2 循环置于 SOFC-GT 子系统循环之后， SCO_2 循环中 CO_2 透平排气用于加热 CO_2 压缩机后的气体。
	A3	再压缩型 SCO_2 循环置于 SOFC-GT 子系统循环之后， SCO_2 循环中的 CO_2 透平排气用于加热低温回热器和再压缩机后的气体。
	A4	部分冷却型 SCO_2 循环置于 SOFC-GT 子系统循环之后， SCO_2 循环中的 CO_2 透平排气用于加热低温回热器和再压缩机后的气体。
B 组系统	B1	无回热型 SCO_2 循环中 CO_2 透平排气通过重整预热器加热 SOFC-GT 子系统中甲醇和水的混合物。
	B2	简单回热型 SCO_2 循环中 CO_2 透平排气通过重整预热器加热 SOFC-GT 子系统中甲醇和水的混合物。
	B3	再压缩型 SCO_2 循环中 CO_2 透平排气通过重整预热器加热 SOFC-GT 子系统中甲醇和水的混合物。
	B4	部分冷却型 SCO_2 循环中 CO_2 透平排气通过重整预热器加热 SOFC-GT 子系统中甲醇和水的混合物。

2.2 SOFC-GT-SCO₂ 联合发电模型构建

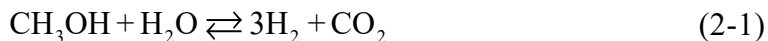
所有系统中都包括甲醇重整器、SOFC、SCO₂ 循环、CO₂ 子捕集。所有系统之间的不同在于 SCO₂ 循环部分，而甲醇重整器、SOFC、CO₂ 捕集子系统均相同。由于 B4 系统结构最为复杂且具有代表性，其他各系统在结构上均与其相同或相对简化，故本文仅对 B4 系统的数学建模过程进行详细阐述。其余系统原理相同，不再叙述。在联合系统搭建过程中，对模型做出如下假设：

- (1) 该系统以甲醇为燃料，假设其成分为 100% 甲醇；
- (2) 采用零维集总参数法建立模型；
- (3) 忽略换热器和管道的热损失和压力损失；
- (4) 重整反应和移位反应处于平衡状态；
- (5) 焓能分析只考虑物理焓能和化学焓能，忽略动焓和势焓。

2.2.1 甲醇重整器模型

SOFC 内部重整不仅会在阳极处形成碳，而且由于重整反应的吸热性质，还会在 SOFC 内部产生较大的温度梯度。为了防止这种情况，在 SOFC 前设计甲醇重整器。甲醇重整器中发生的化学反应有^[55]：

甲醇水汽重整反应：



甲醇分解反应：



WGS 反应：



2.2.2 SOFC 模型

为了便于分析 SOFC 的热力学性能，作出以下假设来简化分析：流体为稳定流动状态，各种化学反应都处于平衡状态；SOFC 阳极出口的流体和阴极出口的流体在温度和压力上分别相等，并且等于 SOFC 的运行温度和运行压力。

SOFC 的工作原理如图 2-9 所示。SOFC 通过电化学反应将燃料的化学能直接转化为电能，电化学反应由电池阳极和阴极之间的化学势差所驱动，氧离子通过电解质迁移到阳极后被燃料氧化消耗，在 SOFC 中考虑的反应有：

在阴极，氧气获得由阳极燃料气产生的电子形成氧离子：



在阳极，氢气失电子并与穿过陶瓷电解质的氧离子反应生成水：



SOFC 总反应方程式：

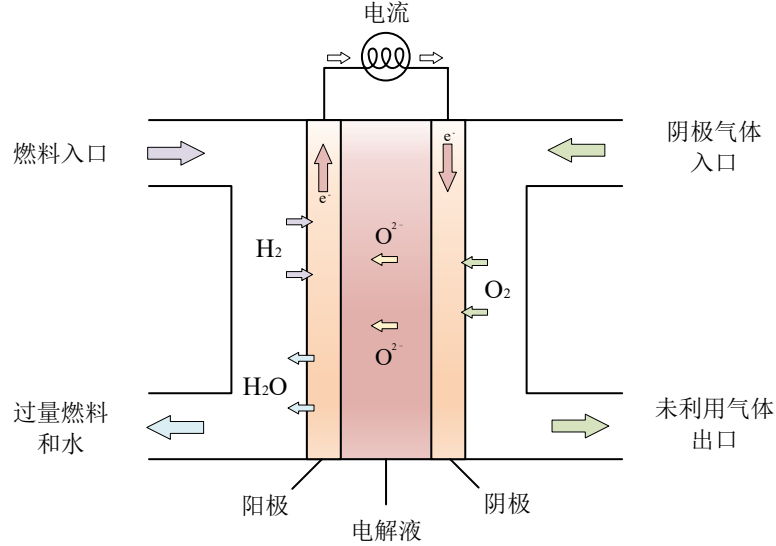


图 2-9 SOFC 基本原理工作示意图

SOFC 电流计算公式如下：

$$I_{\text{SOFC}} = Z_k n_k F \quad (2-7)$$

式中 I_{SOFC} —— 电流，A；

Z_k —— SOFC 阳极中参与反应的相关反应物流量，mol/s；

n_k —— 相关反应物所参与反应时对应的电子数；

F —— 法拉第常数， $F=96485 \text{ C/mol}$ 。

电流密度为电流与 SOFC 有效面积之比，计算如下式，

$$i = \frac{I_{\text{SOFC}}}{A_{\text{SOFC}}} \quad (2-8)$$

式中 i —— SOFC 电流密度， A/m^2 ；

A_{SOFC} —— SOFC 的总有效面积， m^2 。

电池电压：

SOFC 的理想可逆电压减去不可逆过程中的电压损耗为它的工作电压^[55]：

$$E = E_0 - E_{\text{act}} - E_{\text{ohm}} - E_{\text{con}} \quad (2-9)$$

式中 E —— 理想可逆电压，V；

E_{act} —— 活化极化过电压；

E_{ohm} —— 欧姆过电压；

E_{con} —— 浓差极化过电压。

SOFC 的理想可逆电压又称为能斯特电压，由能斯特方程可得能斯特电压计算公式^[57]：

$$E_0 = 1.253 - 2.4516 \times 10^{-4} T_{\text{SOFC}} + \frac{RT_{\text{SOFC}}}{2F} \ln\left(\frac{P_{\text{H}_2} P_{\text{O}_2}^{0.5}}{P_{\text{H}_2\text{O}}}\right) \quad (2-10)$$

式中 T_{SOFC} —— SOFC 的运行温度，K；

R —— 通用气体常数， $R=8.314 \text{ J}/(\text{mol} \cdot \text{K})$ ；

P_i —— i 气体的分压，bar。

活化过电势计算公式如下^[58]：

$$i_0^{\text{an}} = Y_{\text{an}} \left(\frac{P_{\text{H}_2}}{P_{\text{an}}^0}\right) \left(\frac{P_{\text{H}_2\text{O}}}{P_{\text{an}}^0}\right) \exp\left(-\frac{E_{\text{act,an}}}{RT_{\text{SOFC}}}\right) \quad (2-11)$$

$$i_0^{\text{cat}} = Y_{\text{cat}} \left(\frac{P_{\text{O}_2}}{P_{\text{cat}}^0}\right)^{0.25} \exp\left(-\frac{E_{\text{act,cat}}}{RT_{\text{SOFC}}}\right) \quad (2-12)$$

$$E_{\text{act}}^{\text{an}} = \frac{RT_{\text{SOFC}}}{F} \ln\left(\frac{i}{2i_0^{\text{an}}} + \sqrt{\left(\frac{i}{2i_0^{\text{an}}}\right)^2 + 1}\right) \quad (2-13)$$

$$E_{\text{act}}^{\text{cat}} = \frac{RT_{\text{SOFC}}}{F} \ln\left(\frac{i}{2i_0^{\text{cat}}} + \sqrt{\left(\frac{i}{2i_0^{\text{cat}}}\right)^2 + 1}\right) \quad (2-14)$$

$$E_{\text{act}} = E_{\text{act}}^{\text{an}} + E_{\text{act}}^{\text{cat}} \quad (2-15)$$

式中 上标 an —— 阳极；

上标 cat —— 阴极；

i_0 —— 交换电流密度， A/m^2 ；

E_{act} —— 活化能损失， $E_{\text{act,an}} = 110 \text{ kJ}/\text{mol}$ ， $E_{\text{act,cat}} = 155 \text{ kJ}/\text{mol}$ ；

Y —— 扩散系数， $Y_{\text{an}} = 7 \times 10^9 \text{ A}/\text{m}^2$ ， $Y_{\text{cat}} = 7 \times 10^9 \text{ A}/\text{m}^2$ 。

欧姆极化电压是由电子和离子在电池的电极和电解液中的转移引起的欧姆电阻形成的，连接器的电阻也会产生欧姆极化，SOFC 的内电阻是影响电池性能的关键因素。欧姆过电压可由欧姆定律计算得出^[59]：

$$E_{\text{ohm}} = I_{\text{SOFC}} \sum_k r_k \quad (2-16)$$

$$r_k = \frac{\rho_k \delta_k}{A_{\text{SOFC}}} \quad (2-17)$$

$$\rho_k = a_k \exp(b_k / T_{\text{SOFC}}) \quad (2-18)$$

式中 r_k —— 欧姆电阻；

ρ_k —— 电阻率；

δ_k ——材料厚度，mm；

a 、 b ——物性系数；

k ——SOFC 的阳极、阴极、电解质和连接器。

浓差损失 E_{con} 由阳极和阴极两部分构成，由于气体在电极表面通过扩散作用来传递，所以电极表面的气体分压可由 Fick's Law 得出，公式如下^[60]：

$$E_{\text{con}} = E_{\text{con,an}} + E_{\text{con,ca}} \quad (2-19)$$

$$E_{\text{con}}^a = \frac{RT_{\text{SOFC}}}{2F} \ln\left(\frac{y_{\text{H}_2} \cdot y_{\text{H}_2\text{O}}^r}{y_{\text{H}_2\text{O}} \cdot y_{\text{H}_2}^r}\right) \quad (2-20)$$

$$E_{\text{con}}^c = \frac{RT_{\text{SOFC}}}{4F} \ln\left(\frac{y_{\text{O}_2}}{y_{\text{O}_2}^r}\right) \quad (2-21)$$

式中 y_i ——相应组分的体相摩尔分数。

各组分在发生电化学反应的三相界面处的摩尔浓度 y^r 如下：

$$y_{\text{H}_2}^r = y_{\text{H}_2} - \frac{RT_{\text{SOFC}} \delta_a}{2FP_{\text{SOFC}} D_{a,\text{eff}}} i \quad (2-22)$$

$$y_{\text{H}_2\text{O}}^r = y_{\text{H}_2\text{O}} + \frac{RT_{\text{SOFC}} \delta_a}{2FP_{\text{SOFC}} D_{a,\text{eff}}} i \quad (2-23)$$

$$y_{\text{O}_2}^r = 1 + (y_{\text{O}_2} - 1) \exp\left(-\frac{RT_{\text{SOFC}} \delta_c}{4FP_{\text{SOFC}} D_{c,\text{eff}}} i\right) \quad (2-24)$$

式中 $D_{a,\text{eff}}$ 和 $D_{c,\text{eff}}$ ——阳极和阴极的有效扩散系数， m^2/s 。

阴阳两极的 Knudsen 扩散系数 $D_{K,i}$ 和有效 Knudsen 扩散系数 $D_{K,i(\text{eff})}$ 计算如下：

$$D_{K,i} = 97r_p \sqrt{T_{\text{SOFC}} / M_i} \quad (2-25)$$

$$D_{K,i(\text{eff})} = D_{K,i} \varepsilon / \xi \quad (2-26)$$

式中 r_p ——电极平均孔半径，mm；

M_i ——电极气体各组分的摩尔质量， kg/kmol ；

ε ——电极孔隙率；

ξ ——电极孔隙的曲折度。

分子扩散系数 D_{ik} 和有效分子扩散系数 $D_{ik(\text{eff})}$ 分别计算如下：

$$D_{ik} = \frac{1 \times 10^{-7} T_{\text{SOFC}}^{1.75} (1/M_i + 1/M_k)^{1/2}}{P_{\text{SOFC}} (\nu_i^{1/3} + \nu_k^{1/3})^2} \quad (2-27)$$

$$D_{ik(\text{eff})} = \varepsilon D_{ik} / \xi \quad (2-28)$$

式中 i 和 k —— 气体成分组成二元气体混合物 (H_2 – H_2O 阳极和 O_2 – N_2 阴极)；

ν —— Fuller 扩散体积，为 7.07(H_2)、12.7(H_2O)、16.6(O_2)和 17.9(N_2)。

此处假设阳极为 H_2 和 H_2O 的一维等摩尔逆向扩散，阴极为 O_2 和 N_2 的一维自扩散，因此各组分的有效扩散系数如下所示：

$$\frac{1}{D_{i,\text{eff}}} = \frac{1}{D_{ik(\text{eff})}} + \frac{1}{D_{K,i(\text{eff})}} \quad (2-29)$$

最后阳极和阴极的有效扩散系数计算如下：

$$D_{a,\text{eff}} = y_{\text{H}_2\text{O}} D_{\text{H}_2,\text{eff}} + y_{\text{H}_2} D_{\text{H}_2\text{O},\text{eff}} \quad (2-30)$$

$$D_{c,\text{eff}} = D_{\text{O}_2,\text{eff}} \quad (2-31)$$

SOFC 的功率为^[61]：

$$W_{\text{SOFC}} = iE\eta_{\text{DC-AC}} \quad (2-32)$$

式中 W_{SOFC} —— SOFC 功率；

$\eta_{\text{DC-AC}}$ —— 直流电转换为交流电的效率，92%。

该电化学模型具体参数取值见表 2-2^[64]。

表 2-2 SOFC 电化学模型参数取值

参数	符号	单位	数值
阳极物性系数 a	a_{an}	-	2.98×10^{-5}
阳极物性系数 b	b_{an}	-	-1.39×10^3
阳极厚度	δ_{an}	mm	0.10
阴极物性系数 a	a_{cat}	-	8.11×10^{-5}
阴极物性系数 b	b_{cat}	-	6.00×10^2
阴极厚度	δ_{cat}	mm	2.20
电解质物性系数 a	a_{ele}	-	2.94×10^{-5}
电解质物性系数 b	b_{ele}	-	1.04×10^4
电解质厚度	δ_{ele}	mm	0.04
连接器物性系数 a	a_{con}	-	1.20×10^{-3}

接下表

续表 2-2

参数	符号	单位	数值
连接器物性系数 b	b_{con}	-	4.69×10^3
连接器厚度	δ_{con}	mm	0.085
电极平均空隙半径	r_p	mm	5×10^{-4}
电极孔隙率	ε	-	0.5
曲折度	ξ	-	5.9
阳极活化能	$E_{\text{act,an}}$	kJ / kmol	1.10×10^5
阴极活化能	$E_{\text{act,cat}}$	kJ / kmol	1.55×10^5

2.2.3 其他设备模型

对热力学模型做出如下假设：工质进入燃烧室、换热器和管道等部件后没有压力损失，所有气体都为理想气体，气体在 CO_2 透平中等熵膨胀，系统各部件的气体泄漏忽略不计。

泵与压缩机用等熵模型，得到每个状态点的热力学参数后，通过使用质量和能量平衡方程来计算，泵、压缩机二者耗电功率：

$$W_{\text{pump}} = m_{\text{pump}}(h_{\text{out}} - h_{\text{in}})_{\text{pump}} \eta_{\text{pump}} \quad (2-33)$$

$$W_{\text{comp}} = m_{\text{comp}}(h_{\text{out}} - h_{\text{in}})_{\text{comp}} \eta_{\text{comp}} \quad (2-34)$$

式中 下标 pump、comp——泵、压缩机；

下标 in、out——设备入口、出口。

燃气轮机、 CO_2 透平采用等熵模型，通过使用质量和能量平衡方程来计算燃气轮机、 CO_2 透平二者发电功率：

$$W_{\text{GT}} = m_{\text{GT}}(h_{\text{in}} - h_{\text{out}})_{\text{GT}} \eta_{\text{GT}} \quad (2-35)$$

$$W_{\text{CT}} = m_{\text{CT}}(h_{\text{in}} - h_{\text{out}})_{\text{CT}} \eta_{\text{CT}} \quad (2-36)$$

式中 下标 GT、CT——燃气轮机、 CO_2 透平。

换热器采用逆流式换热模型，不考虑换热过程中的换热损失，即换热过程中热量守恒，热平衡方程为：

$$(m_{\text{in}} h_{\text{in}})_{\text{high}} + (m_{\text{in}} h_{\text{in}})_{\text{low}} = (m_{\text{out}} h_{\text{out}})_{\text{high}} + (m_{\text{out}} h_{\text{out}})_{\text{low}} \quad (2-37)$$

式中 下标 high、low——换热器的高温侧、低温侧。

经过电化学和化学反应后，剩下的耗尽的燃料气体进入燃烧室。反应释放热量，热量将被转移到废气和进入的气流中。尾气通入燃气轮机再经过余热利用环节，最后通过制冷将二氧化碳与水分离。后置燃烧室的化学反应为：

氢氧化：



一氧化碳氧化：



后置燃烧室的热平衡方程为：

$$m_{\text{in}} h_{\text{in}} + m_{\text{H}_2} L_{\text{H}_2} + m_{\text{CO}} L_{\text{CO}} = m_{\text{out}} h_{\text{out}} \quad (2-40)$$

2.2.4 系统评价指标

系统输出功率计算为 SOFC、GT、SCO₂ 中 CO₂ 透平的发电量，系统消耗的能量计算为泵、压缩机等设备的耗功之和，SOFC 发出的直流电需要经过 DC-AC 转换器才能转变为可用的交流电，系统发电净输出功率表达如下：

$$W_{\text{sys,el}} = W_{\text{SOFC}} \eta_{\text{DC-AC}} + W_{\text{GT}} + W_{\text{CT}} - \sum W_{\text{Pump}} - \sum W_{\text{Comp}} \quad (2-41)$$

式中 W_{GT} ——燃气轮机的输出功率，kW；

W_{CT} ——SCO₂ 循环中透平的输出功率；

$\sum W_{\text{Pump}}$ ——甲醇泵、水泵的耗功；

$\sum W_{\text{Comp}}$ ——纯氧压缩机、SCO₂ 循环中压缩机的耗功。

系统能量利用率：

$$\eta_{\text{sys,el}} = \frac{W_{\text{sys,el}}}{m_{\text{CH}_4\text{O}} LHV_{\text{CH}_4\text{O}}} \times 100\% \quad (2-42)$$

式中 $m_{\text{CH}_4\text{O}}$ ——CH₄O 的流量，mol/s；

$LHV_{\text{CH}_4\text{O}}$ ——CH₄O 的低位发热量，709.305 kJ/mol。

从数值的角度上来说，系统在确定工况下所具有的能量相对于系统在环境状态下所具有的能量要多出一部分能量，这部分能量就是焓的大小。焓又可以被分为物理焓和化学焓，物理焓和化学焓的表达式如下：

$$E_k^{\text{ph}} = m[(h_k - h_0) - T_0(S_k - S_0)] \quad (2-43)$$

$$E_k^{\text{chem}} = m(x_i e_i + RT_0 \sum x_i \ln x_i) \quad (2-44)$$

$$E_k = E_k^{\text{ph}} + E_k^{\text{chem}} \quad (2-45)$$

对于 SOFC、燃气轮机和 CO₂ 透平而言，焓损可以表示为：

$$I_{\text{SOFC}} = E_{\text{SOFC,in}} - E_{\text{SOFC,out}} - W_{\text{SOFC}} \quad (2-46)$$

$$I_{\text{GT}} = E_{\text{GT,in}} - E_{\text{GT,out}} - W_{\text{GT}} \quad (2-47)$$

$$I_{\text{CT}} = E_{\text{CT,in}} - E_{\text{CT,out}} - W_{\text{CT}} \quad (2-48)$$

对于压缩机和泵而言，焓损可以表示为：

$$I_{\text{comp}} = W_{\text{comp}} - E_{\text{comp,in}} - E_{\text{comp,out}} \quad (2-49)$$

$$I_{\text{pump}} = W_{\text{pump}} - E_{\text{pump,in}} - E_{\text{pump,out}} \quad (2-50)$$

对于后置燃烧室、换热器等而言，熵损可以表示为：

$$I_{\text{AB}} = E_{\text{AB,in}} - E_{\text{AB,out}} \quad (2-51)$$

$$I_{\text{HEX}} = \Delta E_{\text{HEX,high}} - \Delta E_{\text{HEX,low}} \quad (2-52)$$

系统总熵损：

$$I_{\text{sys}} = \sum I \quad (2-53)$$

系统的熵效率：

$$\eta_{\text{sys,ex}} = \frac{Ex_{\text{in,sys}} - I_{\text{sys}}}{Ex_{\text{in,sys}}} \times 100\% \quad (2-54)$$

式中 $Ex_{\text{in,sys}}$ ——表示进入系统的总熵值。

2.3 模型仿真实验验证

2.3.1 SOFC 模型验证

为了验证所建立的 SOFC 模型的准确性，搭建 SOFC 系统模型，并将模拟结果与参考文献^[10]中纯氧 SOFC 模型进行数据结果对比，电压和电流密度与参考文献数据的比较结果见图 2-10。虽然模型仅依照 SOFC 的电化学模型，并未考虑流体动力学方面的影响，但搭建模型与参考文献数据之间的差异小于 5%，仿真结果与文献数据有较好的一致性，为纯氧 SOFC 模型提供理论依据。

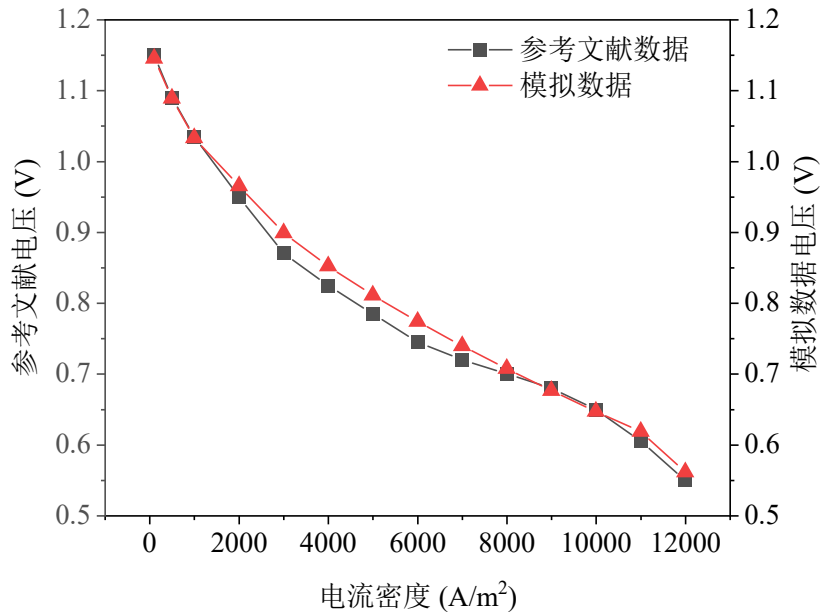


图 2-10 SOFC 模型验证

SOFC 模拟参数如表 2-3 所示：

表 2-3 SOFC 模型验证输入参数

参数	单位	数值
环境温度	K	298
环境压力	MPa	0.1
SOFC 运行温度	K	1073
SOFC 运行压力	MPa	0.1
燃料成分	-	97%H ₂ 、3%H ₂ O
阴极气体成分	-	100%O ₂
电池数量	-	4000
单电池面积	cm ²	81

2.3.2 SCO₂ 循环模型验证

系统中四种 SCO₂ 循环建模原理相同，选择四种循环中研究最多的再压缩 SCO₂ 循环进行验证。搭建的再压缩 SCO₂ 循环如图 2-11 所示，参照文献^[10]再压缩 SCO₂ 循环数值设置见表 2-4。模拟输出结果与文献^[62]结果对比见表 2-5。

表 2-4 再压缩 SCO₂ 循环模型验证输入参数

输入参数	文献值
主压缩机进口温度(°C)	40
透平进口温度(°C)	650
主压缩机进口压力(MPa)	10.08
透平进口压力(MPa)	20
透平等熵效率(%)	84
机械效率(%)	0.98
分流比	0.33
工质流量(kg·s ⁻¹)	28.73

表 2-5 再压缩 SCO₂ 循环模型验证结果

参数	文献值	计算值	偏差
透平做功(kW)	1772.2	1768.15	0.23%
主压缩机耗功(kW)	352.8	356.53	1.06%
再压缩机耗功(kW)	363.6	360.26	0.92%
高温回热器换热量(MW)	4.95	4.9	1.01%
低温回热器换热量(MW)	3.06	3.2	0.98%
净输出功(kW)	1000	1003.13	0.31%
循环热效率(%)	27.48	27.98	0.4%

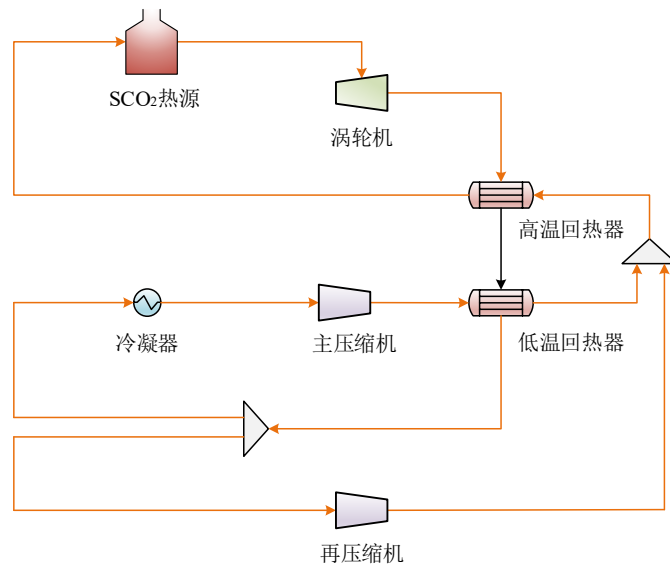


图 2-11 再压缩 SCO_2 循环流程图

2.4 纯氧 SOFC 对联合发电系统的综合影响

本文以纯氧固体氧化物燃料电池（SOFC）为核心，构建了 8 种 SOFC-GT- SCO_2 联合发电系统。纯氧 SOFC 对电池的发电效率产生一定影响的同时，也影响着 SOFC-GT- SCO_2 系统的排气成分，因此有必要探究纯氧 SOFC 对系统的综合影响。

2.4.1 氧浓度对 SOFC 发电功率的影响

SOFC 阴极侧氧浓度调控影响电池的电化学极化行为，因此亟需验证氧气浓度对 SOFC 输出功率的影响机制。具体结果如图 2-12 所示。

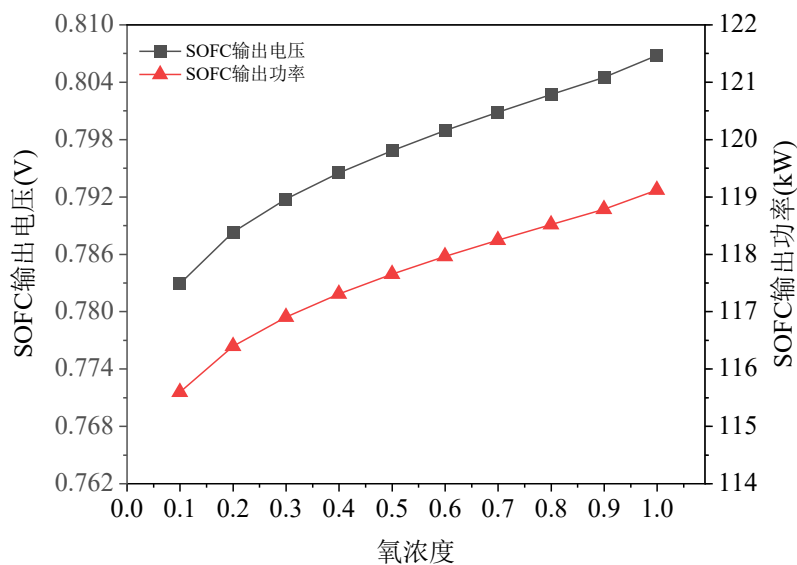


图 2-12 阴极侧氧浓度变化对 SOFC 输出功率的影响

本文基于零维模型，通过调控 SOFC 阴极侧氧浓度，探究 SOFC 输出功率的变化。发现随着阴极气体的含氧量提高，SOFC 的输出电压与输出功率有所提升，氧浓度在 0.1~0.2 之间增加速率较快，后上升趋势略有降低，最后保持稳定上升的非线性变化特征。通过对阴极氧气浓度的探究，说明了纯氧作为阴极气体对 SOFC 性能有所提升，证明了采用纯氧 SOFC 模型的合理性，为后续研究提供理论依据。

2.4.2 CO₂ 捕集子系统

H₂O、CO₂气流首先冷却至 30℃，使其中的水分凝结。随后，该 CO₂气流经过四级压缩，将压力逐步升高至 120 bar，每级压缩的压缩比约为 3.3。在每级压缩后，通过环境水进冷却至 30℃，同时在每一级的分离器中逐步去除 CO₂ 气流中的水分。CO₂ 捕集子系统参数设置见表 2-6。

在 SOFC 阴极中通入纯氧替代空气，使系统排气中仅含 H₂O、CO₂，此组分特性为碳捕集创造有利条件：纯氧系统尾气经冷凝、压缩分离 H₂O 后，CO₂ 捕集率接近 100%，CO₂ 纯度超过 99%，可直接进行液化封存或化工利用。为纯氧 SOFC 与碳捕集的集成优化提供了理论依据。

表 2-6 CO₂ 捕集子系统参数设置

参数	数据
压缩机总耗功(kW)	4.322
CO ₂ 捕集率(%)	99.96
CO ₂ 纯净度(%)	99.59

2.5 本章小结

本章将 SCO₂ 循环的无回热型循环、简单回热型循环、再压缩型循环、部分冷却型循环采用两种不同方式与 SOFC-GT 子系统集成：顺序集成方式（A1~A4）与交叉集成方式（B1~B4），构建了 8 种不同系统。对系统进行模型构建，模拟了 SOFC 的电化学模型模拟，以及其他辅助设备的数学模型。除此之外还阐述了系统性能的评价标准。为了验证 SOFC、SCO₂ 循环数学模型的准确性，将特定工况下的 SOFC、SCO₂ 循环模拟结果与参考文献中的结果进行了对比，误差在允许范围之内，证明了相关模型的准确性。最后探究了 SOFC 阴极气体含氧量的变化对 SOFC 性能的影响，表明在阴极中通入纯氧的有利于 SOFC 的功率提升。纯氧 SOFC 使系统排气组分仅包含二氧化碳与水，结合多级压缩、级间冷却实现高效碳捕集，为纯氧 SOFC 与碳捕集的集成优化提供了理论依据。

第 3 章 SOFC-GT-SCO₂ 联合发电系统热力学分析

本章基于前文建立的 SOFC-GT-SCO₂联合发电系统的热力学模型，对各联合发电系统进行优化，以系统净输出功率最大化为目标，选取最优发电组。继而采用敏感性分析方法，探讨关键参数（如 SOFC 运行压力、SOFC 燃料利用率等）对系统净输出功率等性能指标的影响规律，揭示各参数对系统性能的一项机制，为系统设计与优化提供理论支撑。

3.1 联合发电系统优化

3.1.1 优化方法

遗传算法是一种受到生物进化理论启发的优化算法，其核心机制通过模拟自然选择与遗传重组过程实现迭代优化^[63]。在算法框架中，待优化问题的解被编码为种群，这些个体在特定问题环境中进行“生存竞争”，模拟生物进化过程。通过反复选择、交叉和变异，遗传算法逐渐演化出在特定环境下适应性最强的个体，逐步趋近问题的最优解^[64]。如图 3-1 所示，遗传算法通过选择、交叉、变异驱动种群在解空间不断进化，逐步向全局最优解收敛。由于其通过种群并行搜索机制，有效避免陷入局部最优解，特别适用于非凸、多峰等函数优化问题。

遗传算法通过模拟生物进化机制实现优化搜索，其核心流程围绕选择、交叉与变异三大遗传算子的协同作用展开。首先，初始化种群：采用二进制等编码方法随机生成初始种群，其中每个个体代表问题的一个可行解。其次，评估个体的适应度：计算种群中每个个体的适应度值，以衡量其优劣程度，指导算法向更优解的方向搜索。随后通过选择、交叉和变异等操作生成新的个体，并筛选出适应度较高的个体组成新的种群，逐步提升优化解的质量。在选择策略方面，常用的方法包括轮盘赌选择、锦标赛选择和排名选择等多种选择方法。其中轮盘赌选择法是最常见的方法。其基本原理是根据个体的适应度分配被选中的概率——适应度越高，被选中的概率越大。交叉和变异算子则分别以设定概率执行，以引入新的遗传信息，增加种群的多样性，从而有效避免算法陷入局部最优解。遗传算法的终止条件通常由预设的迭代次数或收敛准则决定。当迭代次数达到上限，或种群的优化结果满足收敛条件时，算法终止，并输出最终的优化结果。

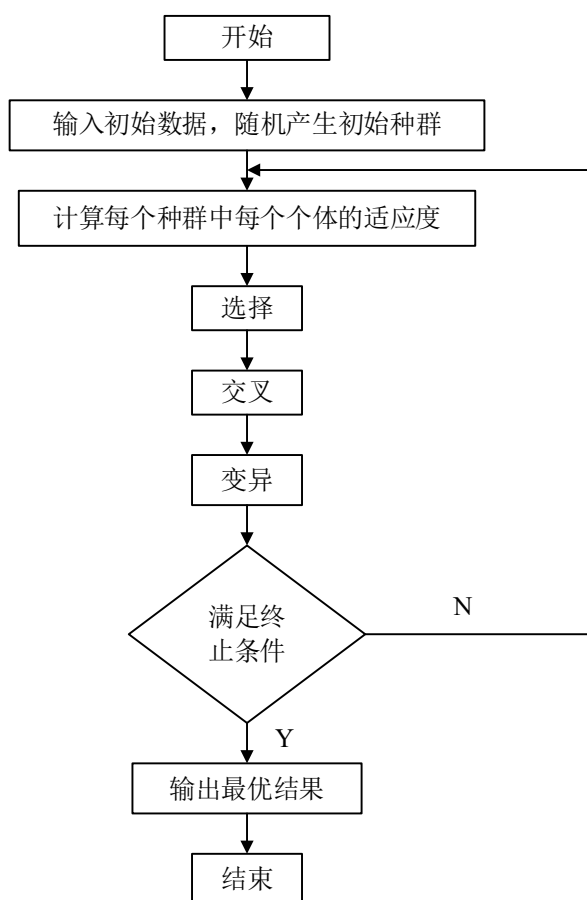


图 3-1 标准遗传算法的基本步骤

运用遗传算法解决工程优化问题具有以下独特的优势：

- （1）具有较好的全局搜索能力。遗传算法能够在搜索过程中同时对解空间中多个区域进行探索，从而找到问题最优解而不容易陷入局部最优解。
- （2）较强的适应性。依托自然选择机制，遗传算法能够保留和传递适应度较高的个体，使其在复杂的工程优化问题中表现出较强的适应能力，并在搜索过程中不断优化解的质量。
- （3）并行性。遗传算法的并行性允许其在多个个体间同时执行选择、交叉和变异操作，从而显著提升计算效率。

3.1.2 优化目标与条件

采用遗传优化算法以系统最大净输出功率为目标进行优化研究，寻找联合发电系统输出功率最大下的最佳参数。数学模型如下：

（1）A1、A2、B1、B2 联合发电系统：

$$\max W_{\text{net}} = f(T_{\text{SOFC}}, P_{\text{SOFC}}, U_{\text{fSOFC}}, M_{\text{SCO}_2}) \quad (3-1)$$

$$S.T:\begin{cases} 873K < T_{SOFC} < 1073K \\ 0.1MPa < P_{SOFC} < 0.25MPa \\ 0.6 < U_{f_{SOFC}} < 0.85 \\ 0.9mol/s < m_{SCO_2} < 2mol/s \end{cases} \quad (3-2)$$

(2) A3、B3 联合发电系统:

$$\max W_{net} = f(T_{SOFC}, P_{SOFC}, U_{f_{SOFC}}, M_{SCO_2}, x) \quad (3-3)$$

$$S.T:\begin{cases} 873K < T_{SOFC} < 1073K \\ 0.1MPa < P_{SOFC} < 0.25MPa \\ 0.6 < U_{f_{SOFC}} < 0.85 \\ 0.9mol/s < m_{SCO_2} < 2mol/s \\ 0.1 < x_{CO_2} < 0.9 \end{cases} \quad (3-4)$$

(3) A4、B4 联合发电系统:

$$\max W_{net} = f(T_{SOFC}, P_{SOFC}, U_{f_{SOFC}}, T_{SCO_2}, M_{SCO_2}, x, P_{SCO_2}) \quad (3-5)$$

$$S.T:\begin{cases} 873K < T_{SOFC} < 1073K \\ 0.1MPa < P_{SOFC} < 0.25MPa \\ 0.6 < U_{f_{SOFC}} < 0.85 \\ 0.9mol/s < m_{SCO_2} < 2mol/s \\ 0.1 < x_{CO_2} < 0.9 \\ 7.9MPa < P_{SCO_2} < 10MPa \end{cases} \quad (3-6)$$

式中 T_{SOFC} ——SOFC 运行温度;

P_{SOFC} ——SOFC 运行压力;

$U_{f_{SOFC}}$ ——CO₂ 透平入口温度;

m_{SCO_2} ——SCO₂ 循环中 CO₂ 流量;

x ——再压缩 SCO₂ 循环、部分冷却 SCO₂ 循环分流比;

P_{SCO_2} ——部分冷却 SCO₂ 循环预压缩压力。

$$x = m_1 / m_2 \quad (3-7)$$

式中 m_1 ——流入再压缩机的摩尔流量;

m_2 ——SCO₂ 循环中 CO₂ 的总摩尔流量。

利用 MATLAB 软件编写遗传算法, 在遗传优化过程中, 整体迭代步数为 200 步, 种群数量为 100, 交叉和突变概率分别为 0.8 和 0.1。各联合发电系统按照图 3-1 优化流程对各联合发电系统进行优化。

遗传算法的参数设置如表 3-1 所示:

表 3-1 遗传算法优化参数设置

项目	数值
种群规模	100
交叉概率	0.8
突变概率	0.1
每代取替种群数	0.75
代数	200
代差	20
限值	0.99

3.1.3 优化结果

通过遗传算法对 A、B 组各系统进行优化，优化迭代过程较为相近，在所有系统里 B4 系统最为复杂，发电功率也最高，具有代表性。因此以 B4 系统遗传算法优化结果为例，如图 3-2。

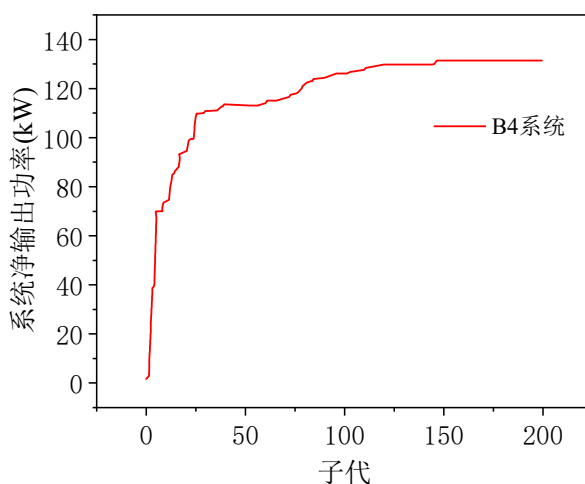


图 3-2 B4 优化迭代过程

遗传算法在搜索最优解的过程中呈现出先快速提升、后逐步收敛的趋势。以 B4 的优化过程为例：

初始阶段（第 1~50 代），快速优化：在演化的前期，种群中的个体适应度差异较大，遗传算法能够迅速筛选出较优个体，并通过选择、交叉和变异操作加速优化。此阶段最优解的适应度通常会迅速提升，整体优化速度较快。

中期阶段（第 50~100 代），优化速度放缓：随着演化的进行，种群逐渐趋向优质解，适应度较低的个体被淘汰，种群质量整体提高。然而，由于部分优良基因已被广泛传播，种群的多样性开始下降，优化速度逐步放缓。此时，交叉和变异操作在引入新基因、避免陷入局部最优解方面起到关键作用。

收敛阶段（第 100~150 代），逐步收敛到最优解：在接近 150 代时，种群

的适应度趋于稳定，个体间差异减少，进一步提升解的空间变小。

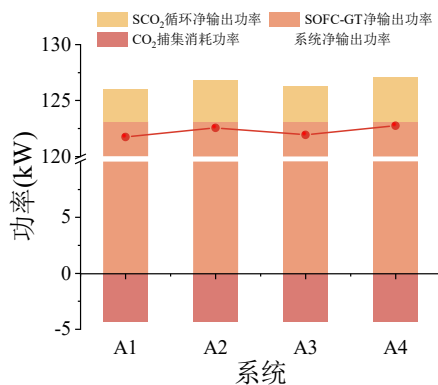
收敛阶段（第 150~200 代），此时，最优解基本确定，优化过程接近收敛。若满足终止条件，算法停止运行，输出最终的最优解。

本文构建各联合发电系统，初始参数设置如表 3-2 所示。

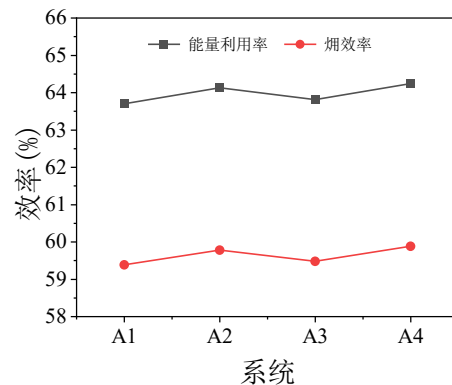
表 3-2 系统参数设置

子系统	项目	单位	数值
SOFC-GT 子系统	甲醇/水压缩泵效率	%	90
	纯氧压缩机等熵效率	%	90
	燃气轮机透平等熵效率	%	90
	SOFC 有效面积	m ²	32.4
	SOFC 单电池数	-	4000
	SOFC 直流-交流转换效率	%	95
	蒸汽碳比 S/C	-	1.5
	后燃烧室燃烧效率	%	100
SCO ₂ 循环子系统	SCO ₂ 透平入口压力	MPa	3.68
	SCO ₂ 透平出口压力	MPa	7.5
	SCO ₂ 透平等熵效率	%	90
	预冷器出口温度	°C	33
	压缩机等熵效率	%	85
	换热器端差	°C	10
	发电机效率	%	95
CO ₂ 捕集子系统	压缩级数	-	4
	捕集压力	MPa	12
	冷凝温度	°C	30

A 组联合发电系统净输出功率、焓效率、能量利用率如图 3-3 所示。



a) A 组各系统功率对比



b) A 组各系统能量利用率、焓效率对比

图 3-3 A 组联合发电系统热力学性能对比

由图 3-3 可以看出 A 组中各个系统的 SOFC-GT 子系统发电功率相同，具

体差别体现在 SCO_2 循环上。在 A 组中 A4 系统的系统净输出功率、能量利用率、系统焓效率均最大，分别为：122.76 kW、64.24%、59.88%。相比之下 A1 系统各项参数均最低，分别为：121.73 kW、63.70%、59.38%。A2 系统的系统净输出功率、能量利用率、系统焓效率略低于 A4 系统，分别为：122.54 kW、64.31%、59.78%。A3 系统的数据分别为：121.94 kW、63.81%、59.48%。在 SOFC-GT 子系统与 SCO_2 循环多种集成方式中，与部分冷却 SCO_2 循环的集成方式最佳。该系统通过多次冷却 CO_2 ，使其在进入主压缩机压缩前被冷却至临界点附近，使 CO_2 保持较高密度，显著降低了压缩机的功耗。通过进一步对比 A3、A4 系统，可以看出 A3 系统中再压缩 SCO_2 循环的焓效率最高，但发电功率仍低于 A4 系统。

B 组联合发电系统净输出功率、焓效率、能量利用率如图 3-4 所示。

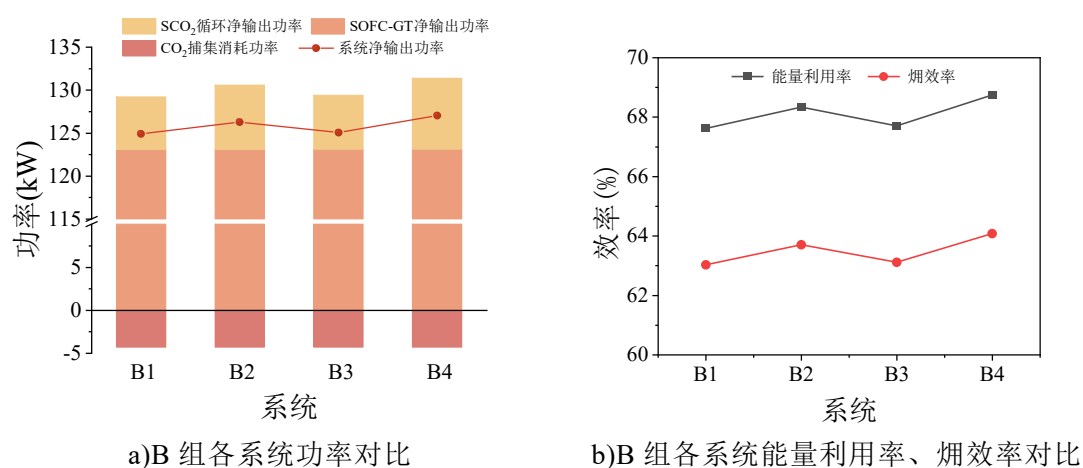


图 3-4 B 组联合发电系统热力学性能对比

由图 3-4 可以看出 B 组总体趋势和 A 组较为相似，其中 B1 系统的系统净输出功率、能量利用率、系统焓效率均最小，分别为 124.89 kW、65.36%、60.92%；B2 系统的系统净输出功率、能量利用率、系统焓效率分别为，126.27 kW、66.08%、61.59%；B3 系统的系统净输出功率、能量利用率、系统焓效率分别为：125.07 kW、65.45%、61.01%；B4 系统的系统净输出功率、能量利用率、系统焓效率均最大，分别为：127.05 kW、66.48%、61.97%。B4 系统与 A1 系统相比提升 5.33 kW，与 A4 系统相比提升 4.3 kW。

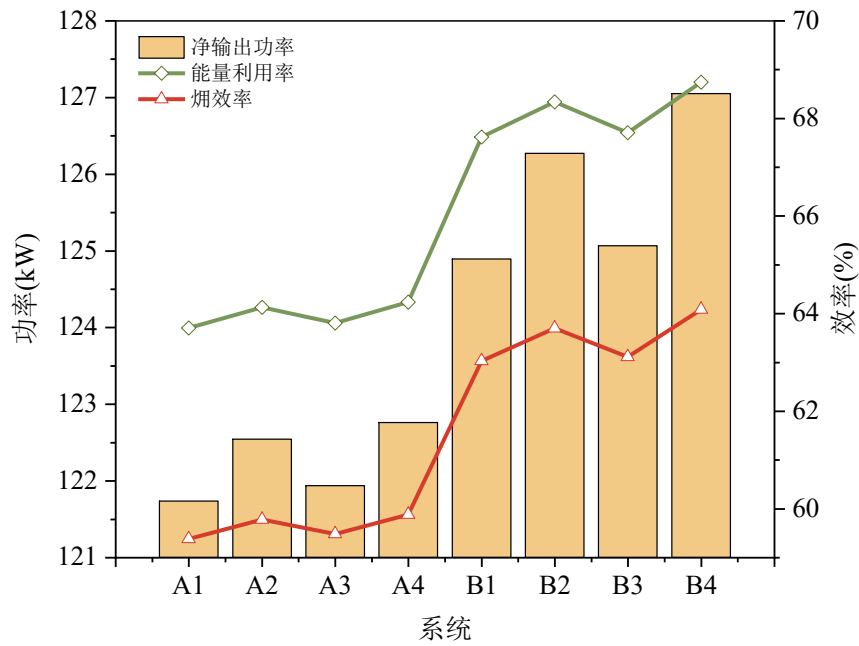


图 3-5 A、B 组热力学性能对比

表 3-3 最优系统优化结果

子系统	项目	单位	数值
SOFC-GT 子系统	SOFC 运行温度	K	1073
	SOFC 运行压力	MPa	0.2
	SOFC 燃料利用率	%	85
CO ₂ 捕集子系统	CO ₂ 流量	mol/s	0.96
	CO ₂ 分流比	-	0.25
	预压缩压力	MPa	8.9

A 组和 B 组各发电系统净输出功率、烟效率、能量利用率对比如图 3-5 所示。总体来看，B 组所有系统的系统输出功率等性能指标均优于 A 组。其中，B4 系统的系统净输出功率、能量利用率、系统烟效率均最大，分别为：127.05 kW、66.48%、61.97%，相较于 A4 系统的 122.76 kW、64.24%、59.88%提升较为显著。

以 A1 与 B1 系统为例进行对比，两者 SOFC-GT 子系统均输出 121.73kW，性能差异主要在于 B 组在 SOFC-GT 子系统中增加了甲醇重整加热器。利用 CO₂ 透平排气对甲醇-水混合物进行预热，降低了燃气轮机排气的热量消耗。在 CO₂ 气体压力不变的前提下，提升了透平入口气体温度，从而增强做功能力，使 SCO₂ 循环净输出功率由 2.93 kW 提升至 6.09 kW。

B1~B4 系统的 SCO₂ 循环净输出功率分别为 6.09 kW、7.466 kW、6.261 kW、8.247 kW，其中 B4 系统最高。这主要是由于 B4 系统采用了部分冷却型 SCO₂ 循环，使 CO₂ 在进入主压缩机之前被冷却至临界点附近，保持较高密度。从而

显著降低压缩功耗，进一步提升系统的热力性能和发电效率。B4 方案优化结果如表 3-3 所示。

3.2 最优发电系统敏感性分析

在 SOFC-GT-SCO₂ 系统的运行过程中，系统参数的变化对净输出功率、能量利用率和烟效率等关键性能指标具有重要影响。上一节通过对比净输出功率等指标，优选出了 B 组系统。在此基础上，探究 SOFC 运行温度压力及燃料利用率对 SOFC-GT-SCO₂ 系统的净输出功率、能量利用率和烟效率的影响。同时 SCO₂ 循环中 CO₂ 流量、分流比以及预压缩压力对 SCO₂ 循环的净输出功率、烟效率等性能指标也有着一定影响。基于此，本节研究了上述关键参数对 B 组发电系统的影响，以探讨各参数对系统整体性能的影响程度和变化趋势。

3.2.1 SOFC 运行压力对联合发电系统的影响

SOFC 的运行压力变化会改变其输出电压，从而改变 SOFC 的输出功率。同时由于系统的耦合作用，SOFC 运行压力的变化还将影响其他模块的能量输出，因此有必要对其作用机制进行深入分析。

如图 3-6 所示，B 组各系统在压力变化趋势上表现较为一致，且 B4 系统在各项性能指标中表现最优，因此选取该系统进行分析。随着 SOFC 运行压力的升高，系统净输出功率与烟效率在初始阶段提升较为迅速，随后增速逐渐趋缓。根据 SOFC 电压计算公式，增大 SOFC 运行压力会使能斯特电压增加，从而提升 SOFC 的输出功率。在 0.15~0.25 MPa 区间内，SOFC 功率增长显著，但当压力超过 0.25 MPa 后，增幅有所减缓。整体来看，SOFC 的净输出功率由 116.54 kW 提升至 125.38 kW。由于 SOFC 输出功率在系统总功率中占据主导地位，其功率变化趋势决定了整个系统净输出功率的变化。随着 SOFC 输出功率的提升，系统净输出功率相应增长，由 127.23 kW 提升至 141.75 kW，增幅达到 11.41%。

此外，纯氧压缩机排气压力、甲醇泵及水泵的工质出口压力均有所上升，因此其耗功相应增加。同时，燃气轮机压降随之增大，其输出功率也有所提升。由于燃气轮机的输出功率增加速度快于压缩机、甲醇泵和水泵耗功的总增长速度，因此系统的净输出功率在此前基础上得以进一步提升。与此同时，压比的提高使 SOFC 尾气携带更多热量进入燃气轮机并转化为电能。这也导致其排气温度下降，进入 SCO₂ 循环的热量也随之减少，从而导致 SCO₂ 循环的净输出功率，从 9.18 kW 下降至 2.75 kW。通过数据对比可以发现，除 SCO₂ 循环的净输出功率下降外，其他发电设备的功率均有所提升。

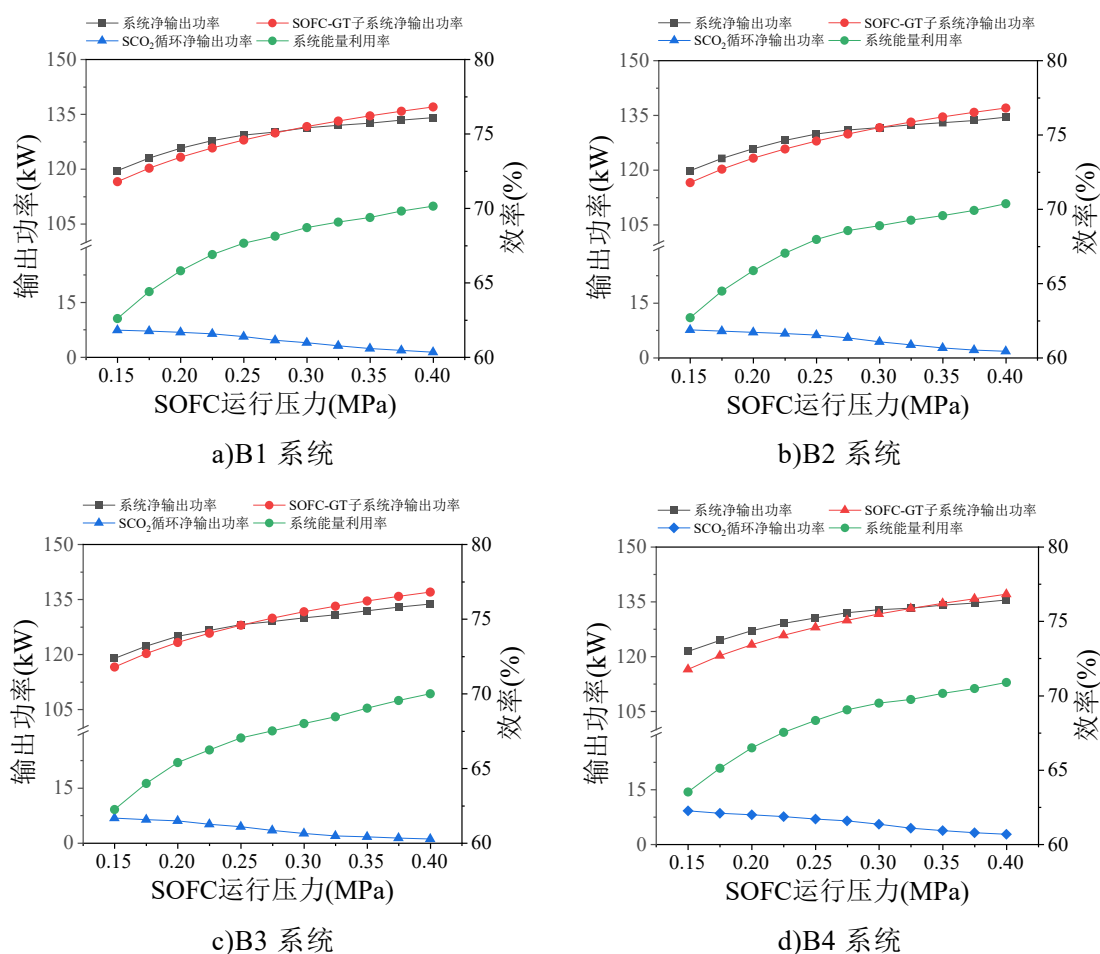


图 3-6 SOFC 运行压力对 B 组各系统的影响

3.2.2 SOFC 运行温度对联合发电系统的影响

如图 3-7 所示, B 组各系统在温度变化趋势上表现较为一致, 其中 B4 系统在各项性能表现中最为优越。因此, 选取 B4 系统作为代表, 探讨 SOFC 运行温度变化对系统性能的影响机制。SOFC 的运行温度的变化会直接影响其输出电压, 进而改变 SOFC 的输出功率。同时由于系统的耦合作用, 随着 SOFC 运行温度的改变, 也会影响其他部件的功率变化。在燃料利用率不变的情况下, 氢气的消耗量不变, 所能释放的总能量是一定的。随着运行温度的升高, 用于加热纯氧及阳极气体的热量需求增加, 为了维持系统的热平衡, 系统减少了极侧纯氧的循环流量。

如图 3-7 d)所示, 随着 SOFC 运行温度的升高, 系统的净输出功率和烟效率呈现较快的上升趋势: 其中, 系统净输出功率由 89.4 kW 提升至 166.72 kW, 烟效率则从 46%上升至 87.24%, 显示出对温度变化的显著敏感性。这一现象主要由以下因素导致: 首先, SOFC 运行温度的提高加快了电化学反应速率, 提升了电池电压, 进而增强了 SOFC 的输出功率。然而, 在较高温度区间, 电压

升高速率有所降低，输出功率升高速率也随之降低。其次，随着 SOFC 运行温度的升高，GT 的功率也随之升高，这是因为更高的 SOFC 运行温度使得燃气透平的进口温度升高，从而提高了其输出功率。同时，进入 SCO_2 循环的热量增加，进一步促进了 SCO_2 循环的净输出功率提升，从 7.36 kW 提升至 8.98 kW，增强了系统的整体发电能力。总体而言，改变 SOFC 运行温度的过程中，系统 SOFC-GT 子系统增量较大。

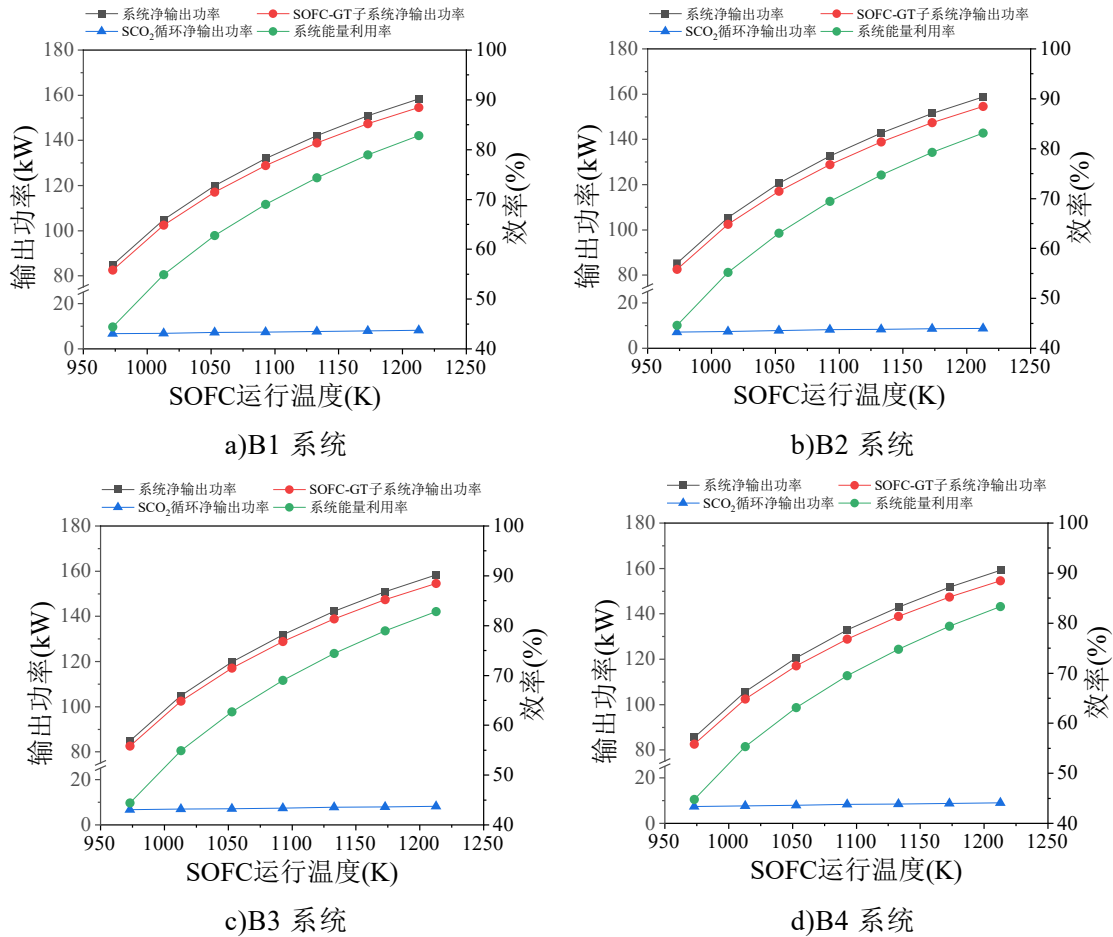


图 3-7 SOFC 运行温度对 B 组各系统的影响

3.2.3 SOFC 燃料利用率对联合发电系统的影响

如图 3-8 所示，B 组各系统在 SOFC 燃料利用率变化趋势上表现出较为一致的规律，其中 B4 系统在各项性能指标中表现最优。因此，本研究选取 B4 系统作为代表进行详细分析，以探讨 SOFC 燃料利用率变化对系统性能的具体影响。燃料利用率定义为 SOFC 内部发生电化学反应的燃料流量与进入 SOFC 内部总燃料流量的比值。燃料利用率的变化不仅会改变阳极和阴极侧的气体分压，进而影响电池电压和输出功率。此外，其增减还会影响未反应燃料的剩余热值，对系统的余热利用效率产生影响。因此，研究其对 SOFC-GT- SCO_2 集成系统性能

能的影响，对于提升系统整体电效率具有重要意义。

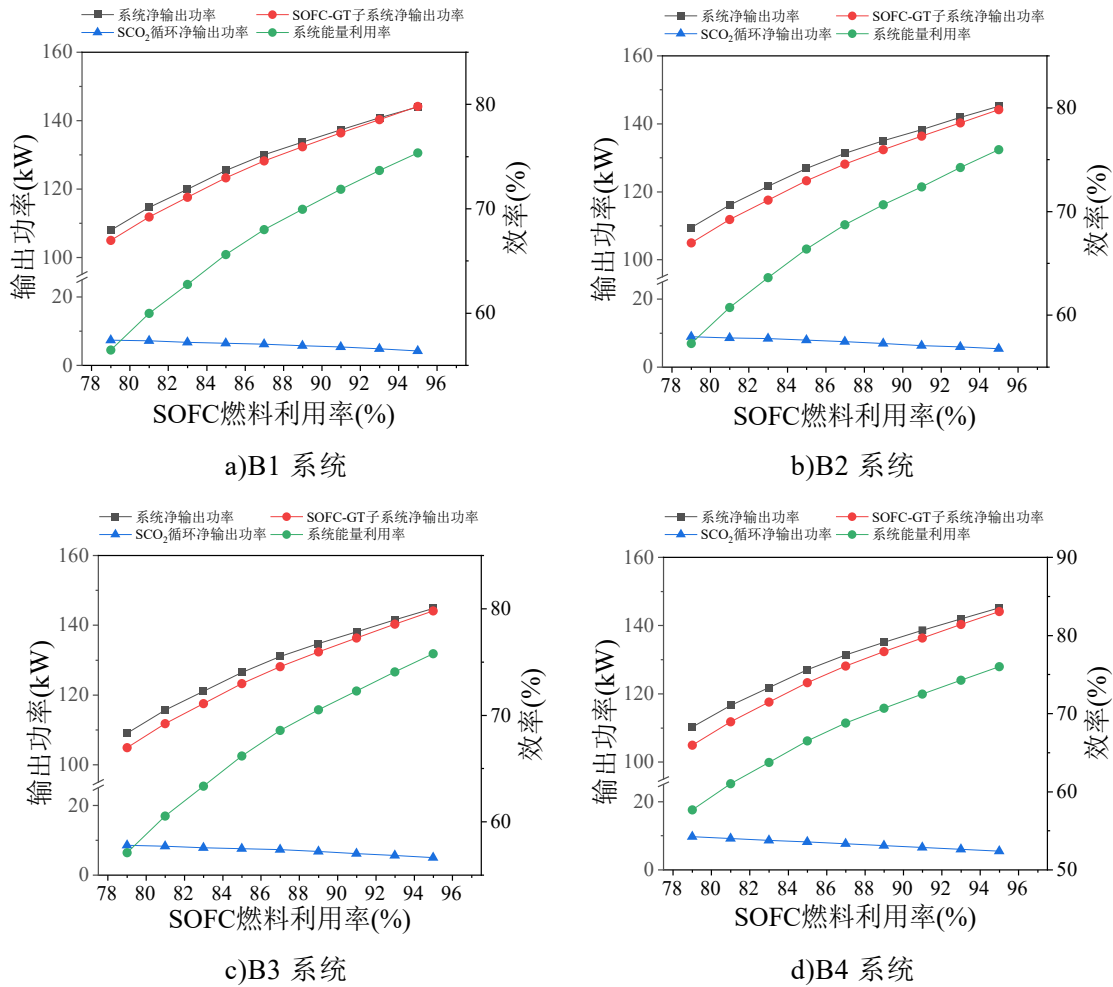


图 3-8 SOFC 燃料利用率对 B 组各系统的影响

燃料利用率对 B4 系统中 SOFC 等设备的影响如图 3-8 d)所示，变化范围为 79%到 95%。随着燃料利用率的提高，更多氢气在 SOFC 内部参与电化学反应，化学能转化为电能的比例增加，提升了 SOFC 的输出功率。燃料利用率的提高不仅直接提升了 SOFC 的运行效率，还导致了其运行温度的升高。从而，加快了电化学反应速率，电池的电压也随之升高，进一步增强 SOFC 的发电能力。在两者的综合作用下，SOFC 的净输出功率由 99.21 kW 升高至 143.22 kW，表现出显著的性能提升。然而，SOFC 燃料利用率的增加也意味着进入燃烧室的燃料减少，导致其出口温度下降，进而减少燃气透平的发电功率。同时，提供给 SCO_2 循环的可利用余热减少，导致底循环的效率下降。在燃料利用率为 95%时，SOFC 输出功率占比达 88.4%，这意味着 SOFC 输出功率的变化直接决定了系统整体净输出功率的变化趋势。因此，在燃料利用率提升的背景下，尽管 SCO_2 循环的效率有所下降，但 SOFC 功率的增加推动了系统净输出功率的升高。

3.2.4 CO₂ 流量对 SCO₂ 循环的影响

在 SCO₂ 循环中, CO₂ 流量的变化对压缩机、CO₂ 透平等关键部件的运行状态具有显著影响。合理选择 CO₂ 流量可以提高 CO₂ 透平的输出功率、降低压缩机的功耗性能, 并提高系统的整体热效率。因此, 研究 CO₂ 流量对 SCO₂ 循环性能的影响具有重要的意义。同时, SCO₂ 循环的 CO₂ 流量的改变并不会对 SOFC-GT 子系统产生影响, 因此本小节仅探讨其对 SCO₂ 循环净输出功率及循环中各部件功率的影响。

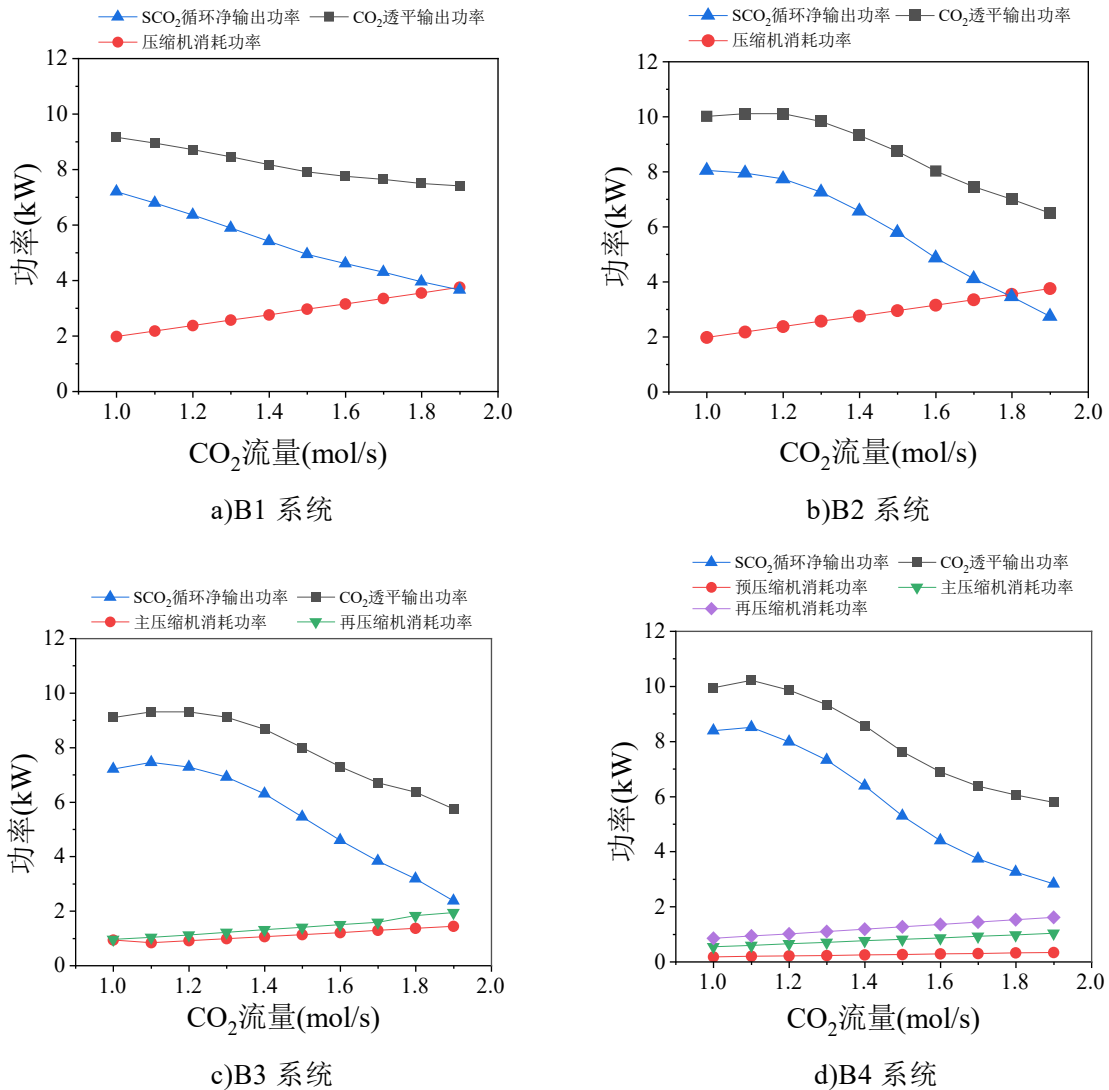


图 3-9 CO₂ 流量对 B 组各系统中 SCO₂ 循环的影响

图 3-9 表示 CO₂ 流量对 SCO₂ 循环性能的影响。可以看出 B2~B4 系统中, SCO₂ 循环的净输出功率随 CO₂ 流量的变化增加先升高后降低, 存在流量最优值。而在 B1 系统中, 净输出功率随着 CO₂ 流量的增加呈单调下降趋势。

SCO₂ 循环的净输出功率由 CO₂ 透平的输出功率和压缩机的耗功率差值决

定。 CO_2 透平的工质流量对其输出功率起关键作用。B2~B4系统中，在一定范围内， CO_2 透平的输出功率随摩尔流量而增加。但超出该范围， CO_2 透平入口温度的降低导致了其输出功率降低。值得注意的是，B1系统的 SCO_2 循环净输出功率下降趋势相比B2~B4系统更为缓慢。在所有对比系统中，B1系统在流量为 1.7 mol/s 时， SCO_2 循环的净输出功率表现出显著的优势，此时B1中 SCO_2 循环净输出功率达到 4.31 kW 。这是由于B2~B4系统中存在回热系统中更多的流量用于加热压缩之后的 CO_2 ，减少了原本可用于甲醇和水加热的热量，导致 SCO_2 循环热源温度降低，因此 SCO_2 循环的净输出功率下降较快。因而在高 CO_2 流量工况下，无回热型 SCO_2 循环成为底循环的优选方案。

3.2.5 SCO_2 循环分流比对 SCO_2 循环的影响

由于 CO_2 分流现象仅出现在B3和B4系统中，且其分流比变化与SOFC-GT子系统之间无热力学关联性，因此本小节仅讨论其对B3和B4系统中 SCO_2 循环净输出功率及循环中各部件功率的影响。

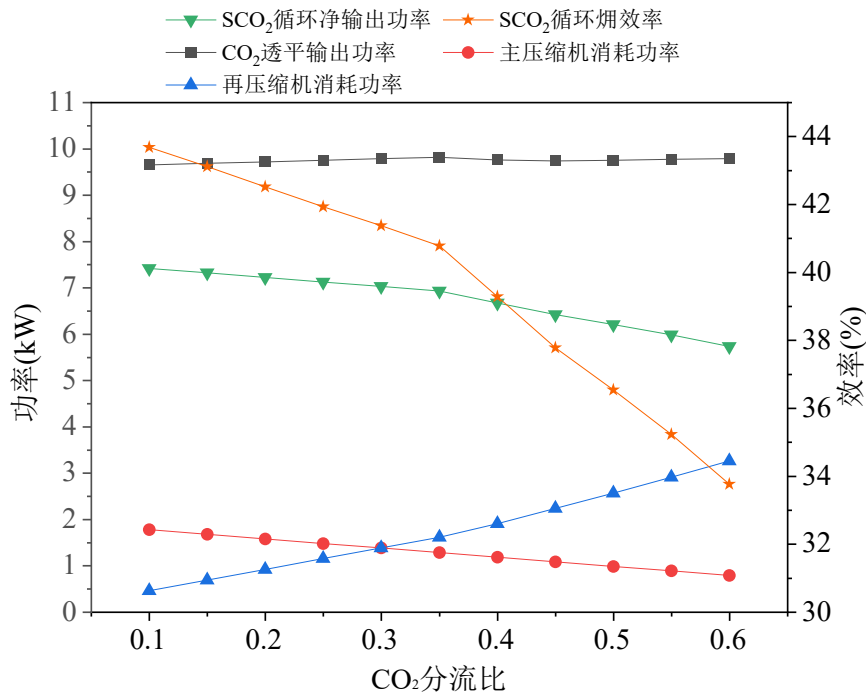


图 3-10 B3 系统中 CO_2 分流比对 SCO_2 循环的影响

B3系统底部循环为再压缩型 SCO_2 循环，再压缩型循环^[65]被认为是具有最高效率的 SCO_2 布局之一^[66]。这一优势主要源于再压缩机的引入，使部分流量进入再压缩机，从而有效减少了废热损失。然而，在联合发电系统中，需要评估再压缩型循环作为底循环的适用性。因为相比于热效率，底循环的净输出功率才是关键指标。图3-10表示再压缩型循环布局对底部循环输出功率的影响。随着分流比的升高， SCO_2 循环的净输出功率呈单调下降趋势，从 7.42 kW 下降

至 5.74 kW。这意味着，如果分流比等于零，循环结构等效于简单回热型 SCO_2 循环，该现象表明，再压缩型循环结构在本集成系统中并未体现出作为底循环的性能优势。

B4 系统底部循环为部分冷却 SCO_2 循环。由图 3-11 可知，当分流比例逐渐升高时，系统的发电功率会先升高后下降。在分流比为 0.25 时，达峰值发电功率，为 8.287 kW。具体来看，分流比例的提升使得经过再压缩机的 CO_2 流体流量显著增加，从而带来两个直接影响：一方面，再压缩机的耗功增加；另一方面，经过再压缩的 CO_2 温度显著升高，使得流体进入 CO_2 透平时温度更高，其输出功率增加。分流比在 0.1~0.25 区间时，透平的输出功率增加幅度大于压缩机的总耗功增长。而超过该范围后，压缩机功耗增幅反超涡轮功率增长，最终导致底循环净输出功率下降。

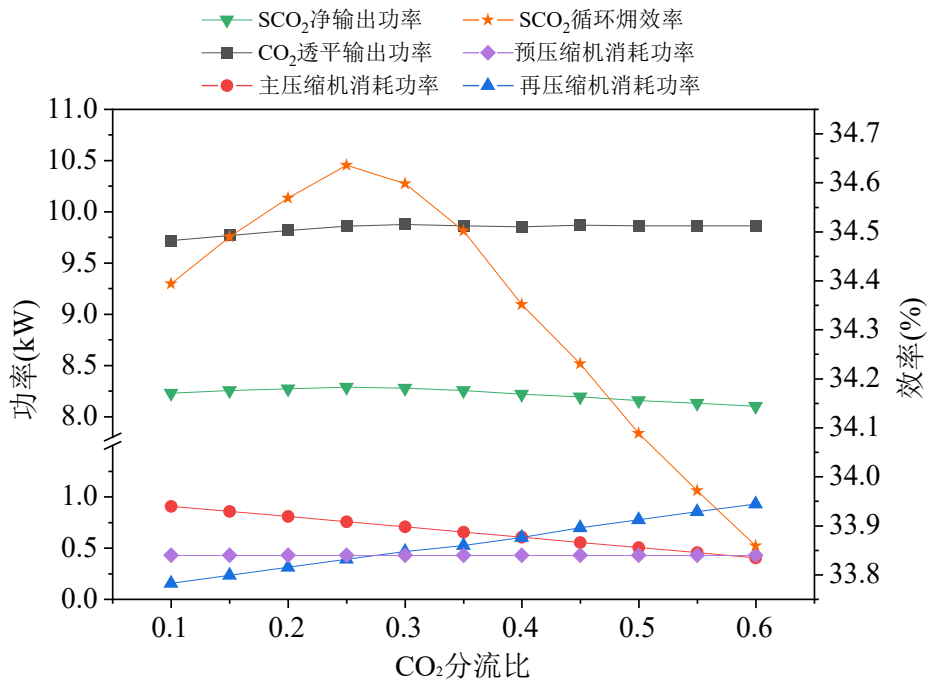


图 3-11 B4 系统中 CO_2 分流比对 SCO_2 循环的影响

3.2.6 预压缩压力对 SCO_2 循环的影响

由于仅 B4 系统需对 CO_2 进行预压缩，且预压缩压力的调节与 SOFC-GT 子系统无热力学关联性，因此本小节仅讨论其对 B4 系统中 SCO_2 循环净输出功率及各部件功率的影响。

部分冷却 SCO_2 循环将压缩过程拆分成多个阶段，并在中间加入冷却步骤。这种设计让系统既能减少压缩时产生的热量损耗，又能通过分级调节压力来优化 CO_2 进入压缩机的状态。因此，分析预压缩压力对系统性能的影响，对于揭示部分冷却型 SCO_2 循环的运行机制、优化系统参数配置具有重要的研究意义。

由图 3-12 可看出,随着预压缩压力的升高,B4 系统中 SCO_2 循环净输出功率略微增大后小幅降低,峰值功率达 7.99 kW。这一现象可以归因于多个因素的综合作用:随着预压缩压力的增大,预压缩机的耗功有所增加,但同时也使其压比上升,从而降低主压缩机和再压缩机的压比。由于中间冷却器的存在,预压缩压力的升高不会影响主压缩机的入口温度。因此尽管底部循环增加了预压缩机,耗功有所上升,但主压缩机和再压缩机的功耗减少,总耗功因此降低。在这三个压缩机的协同作用下, SCO_2 循环的净输出功率呈现出略微上升后下降的趋势。这表明,适当调节预压缩压力有助于优化 SCO_2 循环的性能,但过高的预压缩压力也会导致功耗的增加,进而影响系统的整体效率。参数优化及分析

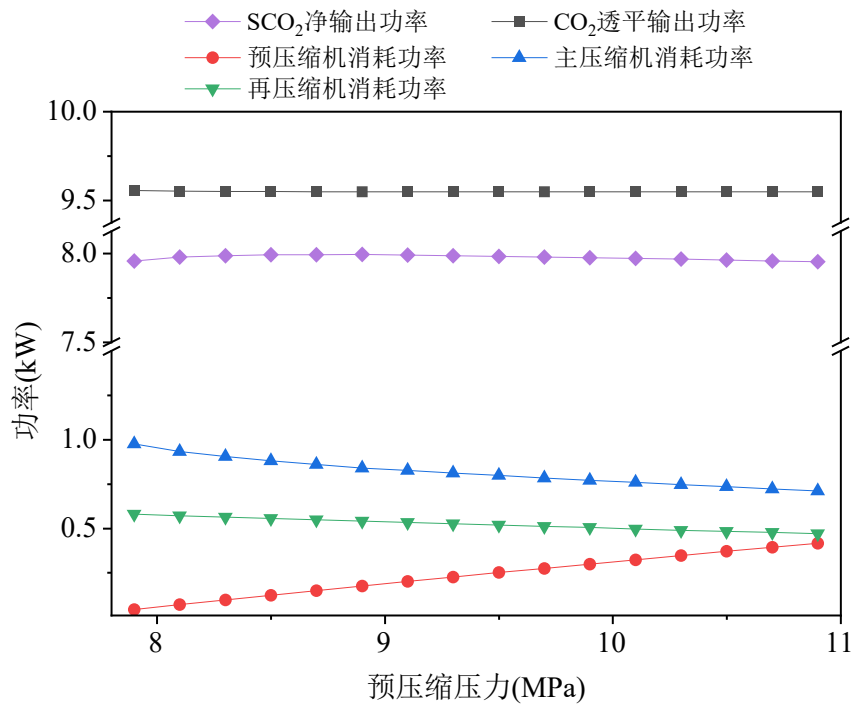


图 3-12 B4 系统中预压缩压力对 SCO_2 循环的影响

3.3 本章小结

本章基于遗传算法,以系统最大净发电功率为优化目标,对 8 种不同 SOFC-GT- SCO_2 联合发电系统进行优化,优选出性能最优的 B 组系统。采用敏感性分析方法,探讨了关键参数对不同性能指标的影响规律。

(1) 通过对比 A 组与 B 组各系统的性能发现,B 组所有系统在系统净输出功率、焓效率等关键性能指标方面均优于 A 组系统。B4 系统性能最优,发电功率、能量利用率、焓效率分别为:127.05 kW、66.48%、61.97%。分析系统结构可知,两组系统中 SOFC-GT 子系统结构设计相同,系统净输出功率等指标的差别源于在 SCO_2 循环部分的优化设计。具体而言,B 组系统中加入甲

醇重整预热器，将 SCO_2 循环中透平排气用于加热甲醇和水的混合物，减少了 SOFC-GT 子系统排气的热量消耗，有效提高了 SCO_2 循环热源温度。在 CO_2 气体压力不变的前提下，这一改进提升了透平入口气体的最高温度，增加了透平做功，提高了整体的效率。

(2) B 组联合发电系统主要包括 SOFC-GT 子系统及 SCO_2 循环，对两个子系统的参数进行敏感性分析。结果表明 SOFC 运行压力、运行温度及燃料利用率是影响系统净输出功率和效率的重要因素。 SCO_2 循环中，随着 CO_2 流量的提高 B2、B3、B4 系统均存在最高输出功率，B1 系统的净输出功率单调下降，但下降趋势相对其他几个系统相对较慢，最后净输出功率在流量为 1.7 mol/s 时，B1 系统输出特性在对比系统中呈现显著优势。分流比对 B3、B4 系统有着不同的影响。对于 B3 系统分流比的减少， SCO_2 循环净输出功率单调递减。因此，再压缩型循环结构在本集成系统中并未体现出作为底循环的性能优势。B4 系统中存在最优分流比和预压缩压力，使得输出功率最大。

第 4 章 SOFC-GT-SCO₂ 联合发电系统焓及经济性分析

能量不仅存在数量上的差异，其质量也存在高低之分。因此，在对系统进行能量研究时，不仅要关注能量在“数量”上的变化，更应从能量“质量”的角度出发，深入分析系统内部、系统与外部环境之间以及各设备之间的能量传递过程，从而为系统优化提供理论依据。焓分析基于热力学第一和第二定律，结合系统所处的环境条件，从能量可用性的角度出发，提出了一套系统性的分析方法。其主要通过定量评估系统或设备的焓损失和焓损率，以此判断设备的能耗情况，并找出可能提升效率的潜力单元。在此基础上，焓经济分析进一步将焓值作为能量计价的衡量标准，通过焓平衡结果，分析系统或设备的能量利用情况与经济性之间的关系。

4.1 联合发电系统焓分析

4.1.1 焓分析理论

数值焓分析通常被称为“黑箱”焓分析，其特点在于不涉及具体设备或过程的内部运行机制，而是将其整体视为一个“黑箱”，从整体角度研究其输入焓与输出焓的关系。输出焓可分为两部分：一部分为被有效利用的产品焓；另一部分则以不同的方式释放至环境，形成额外的焓损失。通过该方法可以直观地揭示系统中各单元的焓损失占比，为系统优化提供参考，具体如图 4-1 所示。

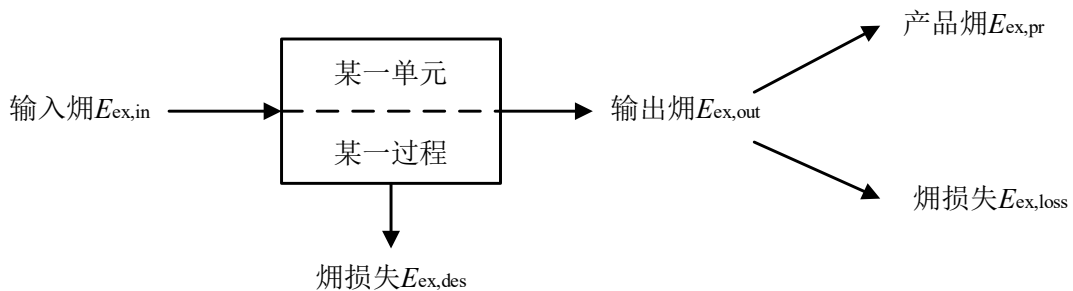


图 4-1 “黑箱”焓分析

对于一稳定流动的开口系而言，其焓平衡方程式可以通过下式表示：

$$\sum E_{ex,in} + \sum W_{in} = \sum E_{ex,out} + \sum W_{out} + \Delta E_{ex,des} \quad (4-1)$$

式中 $\sum E_{ex,in}$ ——流进系统的焓；

$\sum W_{in}$ ——流入系统的功；

$\sum E_{ex,out}$ ——流出系统的焓；

ΣW_{out} ——流出系统的功；

$\Delta E_{\text{ex,des}}$ ——系统的焓损失。

除了上述方程外，还可以通过燃料—产品—损失的方式来定义一个设备的焓平衡方程式，具体如下^[67, 68]：

$$E_f = E_p + \Delta E_L + \Delta E_D \quad (4-2)$$

式中 E_f ——燃料焓；

E_p ——产品焓；

ΔE_L ——内部焓损失；

ΔE_D ——外部焓损失。

某一设备的焓效率为产品焓与燃料焓的比值，具体如下式。

$$\varphi = \frac{E_p}{E_f} \quad (4-3)$$

4.1.2 SOFC-GT-SCO₂ 联合发电系统焓分析

在本研究中，由于 CO₂ 捕集子系统的参数固定不变，因此焓分析中不考虑 CO₂ 捕集子系统的焓损。

SOFC-GT-SCO₂ 联合发电系统的燃料焓、产品焓和焓损失的表达式及结果如表 4-1 及 4-2 所示，其中表 4-1 中相关下标序号与图 2-8 所示系统流程一一对应。

表 4-1 设备焓平衡表

设备	燃料焓	产品焓	焓损失
甲醇泵	W_{MP}	$E_2 - E_1$	$W_{\text{MP}} - E_2 + E_1$
水泵	W_{WP}	$E_3 - E_4$	$W_{\text{WP}} - E_4 + E_3$
重整预热器	$E_{25} - E_{26}$	$E_5 - E_6$	$E_{25} - E_{26} - E_5 + E_6$
甲醇重整器	$E_6 - E_{\text{Q1}}$	E_7	$E_6 - E_{\text{Q1}} - E_7$
阳极加热器	$E_{20} - E_{21}$	$E_8 + E_7$	$E_{20} - E_{21} - E_8 - E_7$
SOFC	$E_8 + E_{21} - (E_9 + E_{14})$	W_{SOFC}	$E_8 + E_{13} - E_9 - E_{14} - W_{\text{SOFC}}$
纯氧压缩机	W_{OC}	$E_{11} + E_{10}$	$W_{\text{OC}} - E_{11} + E_{10}$
阴极加热器	$E_{19} + E_{20}$	$E_{13} + E_{12}$	$E_{19} - E_{20} - E_{13} + E_{12}$
燃烧室	$E_9 + E_{15}$	E_{18}	$E_9 - E_{15} - E_{18}$
燃气轮机	$E_{18} + E_{19}$	E_{wGT}	$E_{18} - E_{19} - E_{\text{wGT}}$

接下表

续表 4-1

设备	燃料烟	产品烟	烟损失
SCO ₂ 循环加热器	$E_{21} - E_{22}$	$E_{24} - E_{23}$	$E_{21} - E_{22} - E_{24} + E_{23}$
CO ₂ 透平	$E_{24} - E_{25}$	W_{CT}	$E_{24} - E_{25} - W_{CT}$
高温回热器	$E_{26} - E_{27}$	$E_{23} - E_{37}$	$E_{26} - E_{27} - E_{23} + E_{37}$
低温回热器	$E_{27} - E_{28}$	$E_{34} - E_{33}$	$E_{27} - E_{28} - E_{34} + E_{33}$
冷却器 1	$E_{28} - E_{29}$	$E_{41} - E_{40}$	$E_{28} - E_{29} - E_{41} + E_{40}$
预压缩机	W_{CC1}	$E_{30} - E_{29}$	$W_{CC1} - E_{30} - E_{29}$
冷却器 2	$E_{31} - E_{32}$	$E_{39} - E_{38}$	$E_{31} - E_{32} - E_{39} + E_{38}$
主压缩机	W_{CC2}	$E_{33} - E_{32}$	$W_{CC2} - E_{33} - E_{32}$
再压缩机	W_{CC3}	$E_{36} - E_{35}$	$W_{CC3} - E_{36} - E_{35}$

表 4-2 设备烟平衡结果

设备	燃料烟 $E_f(\text{kW})$	产品烟 $E_p(\text{kW})$	烟损失 $E_D(\text{kW})$	烟效率 $\varphi(\%)$
甲醇泵	0.0016	0.0014	0.0002	90.31%
水泵	0.0025	0.0010	0.0016	38.14%
重整预热器	13.1258	4.4324	8.6934	33.77%
甲醇重整器	242.3107	221.2097	21.1010	91.29%
阳极加热器	14.1990	10.1581	4.0409	71.54%
SOFC	138.0371	119.5798	18.4572	86.63%
纯氧压缩机	0.9440	0.8670	0.0770	91.84%
阴极加热器	2.3433	1.9422	0.4011	82.88%
燃烧室	75.5113	72.1747	3.3366	95.58%
燃气轮机	10.8624	10.6180	0.2444	97.75%
SCO ₂ 循环加热器	22.7630	22.5569	0.2061	99.09%
CO ₂ 透平	10.2163	9.7670	0.4493	95.60%
高温回热器	0.1973	0.1681	0.0292	85.19%
低温回热器	0.3976	0.3194	0.0782	80.34%
冷却器 1	0.3661	0.3000	0.0661	81.95%
预压缩机	0.1670	0.1514	0.0156	90.68%
冷却器 2	0.1055	0.0900	0.0155	85.28%
主压缩机	0.8100	0.7381	0.0719	91.12%
再压缩机	0.5190	0.4780	0.0410	92.09%

图 4-2 展示了主要设备在系统总烟损中的占比情况。系统中烟损失最大的

三个设备为甲醇重整器、SOFC、重整预热器，其焓损失分别为 21.1010 kW、18.4572 kW、8.6934 kW，占总焓损失的比重分别为 36.81%、32.20%、15.16%，三者合计超过系统总焓损的 80%。这表明在该系统中，电能和燃料化学能的转换过程相较于热能利用过程存在更大的焓损失。从设备的焓效率角度分析可知，甲醇重整器和 SOFC 的焓效率分别达到了 91.29%和 86.63%，均保持在较高水平。这表明，尽管这些设备存在较大的焓损失，但它们的能量转换过程是有效的。因此从热力学角度来看，这两个设备的设计是合理的。

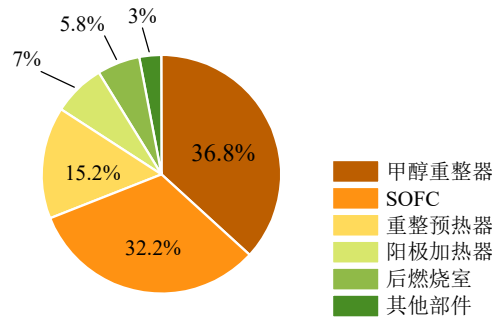


图 4-2 系统主要部件焓损占比

4.1.3 SOFC-GT-SCO₂ 联合发电系统焓流分析

焓流图通过量化能量品位的传递与降级，揭示系统内不可逆损失的本质来源。焓流图将热力学第二定律（熵增原理）可视化，能够量化“能量贬值”过程。

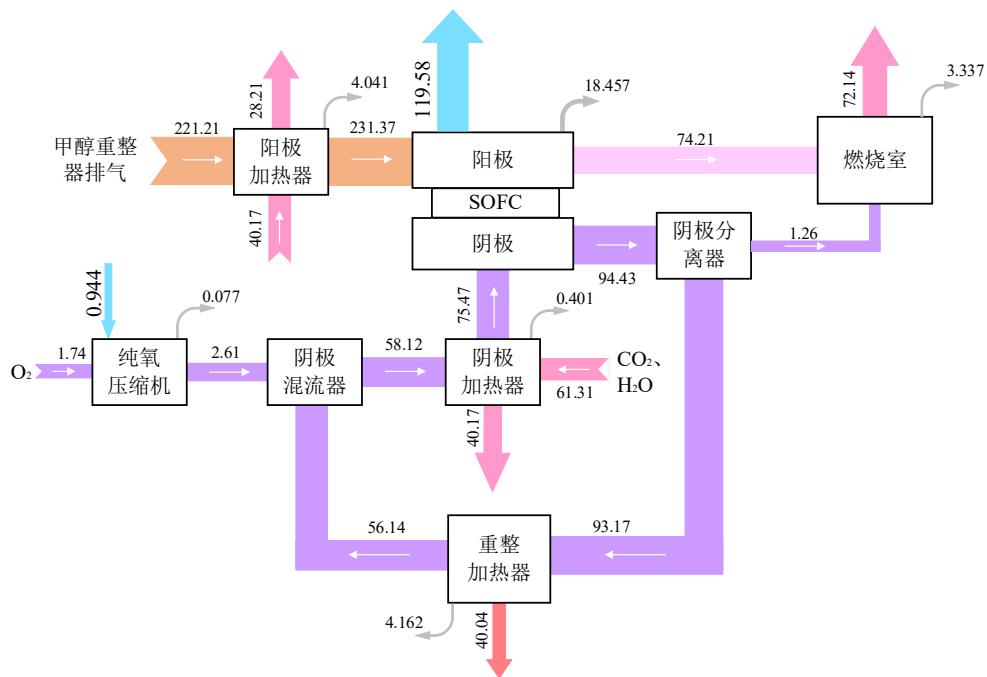


图 4-3 A4 系统中 SOFC 进出口焓流图

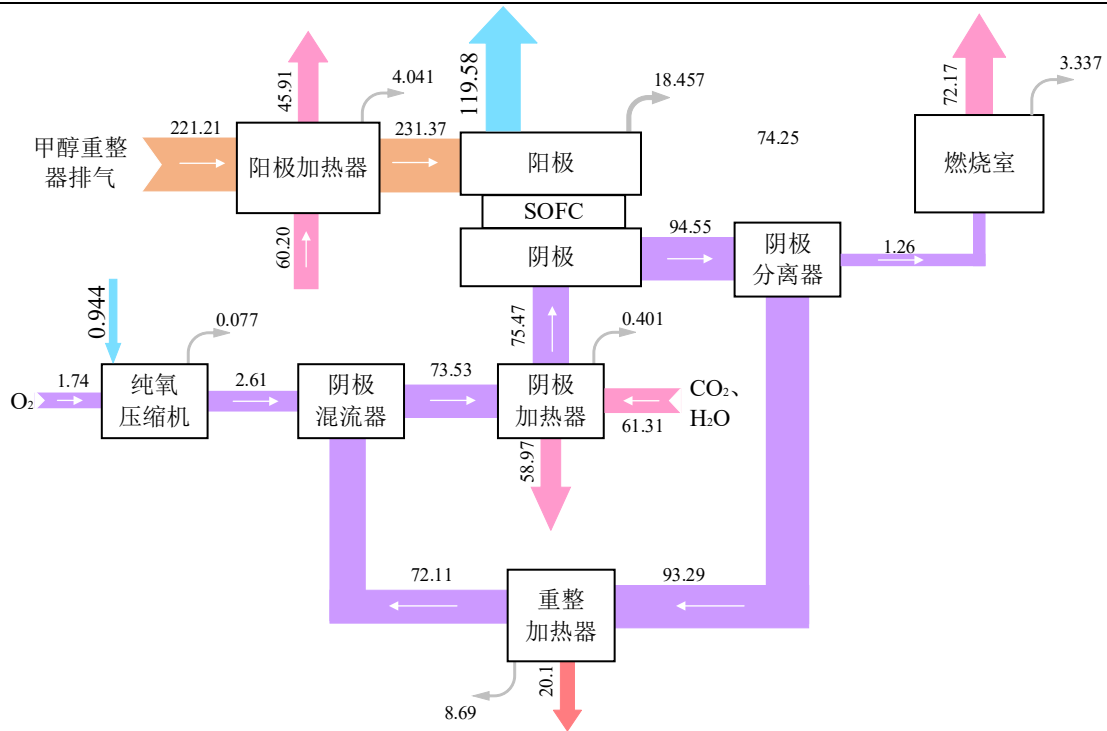


图 4-4 B4 系统中 SOFC 进出口烟流图

图 4-3 和图 4-4 分别表示 A4 和 B4 发电系统下 SOFC 进出口烟流图。在 A4 系统中，SOFC 阴极循环提供 40.04 kW 的烟用于甲醇重整。阴极加热器消耗烟为 20.74kW，阳极加热器的烟效率达到 80%。相比之下，B4 系统中 SOFC 阴极循环仅提供 20.1 kW 的烟用于甲醇重整，阴极加热器的烟消耗大幅降低至 1.94 kW，但阳极加热器的烟效率下降至 71.54%。这一差异主要源于 A4 系统中 SOFC 阴极循环向甲醇重整器提供了大量热量，使得阴极混流器后的纯氧温度有所降低。同时，为了维持 SOFC 的稳定入口温度，阴极加热器需要提供更多热量来加热阴极侧气体。这意味着，A4 系统中 SOFC-GT 子系统的排气温度低于 B4 系统。在 SOFC-GT 子系统效率相同的情况下，B4 系统的 SCO_2 循环子系统效率更高，这使得 B4 系统的整体能量利用率高于 A4 系统。

图 4-5 和图 4-6 分别表示 A4 系统和 B4 系统中甲醇重整器进出口烟流图。在 A4 发电系统中，甲醇与水的混合物直接进入甲醇重整器。阴极循环提供的烟能为 40.04 kW，甲醇重整器的烟效率为 86%。相比之下，在 B4 发电系统中，阳极循环提供的热能减少至 20.1 kW，所需热量降低了 19.94 kW。甲醇水汽重整反应是吸热反应，需要外部热量驱动，因此在 B4 系统中引入的重整预热器，有效提高进入重整反应器的燃料温度，其烟效率提高至 91%。系统配置的调整同时影响了底循环性能：在 B4 系统中， SCO_2 循环的热源烟为 44.77 kW，相比 A4 系统的 28.35 kW 有所提升。同时由于热源温度的提高增强了底循环输出功率，进而提升系统整体能效。但 B4 系统中重整预热器烟效率仅 34%，占系统烟损失的 15.16%，这主要是由于 CO_2 透平排气与预热器之间的传热温差较大，

导致较高的焓损失。因此，尽管引入甲醇重整预热器能够有效提高热源输入，但由于其热交换效率较低，系统仍有优化空间。

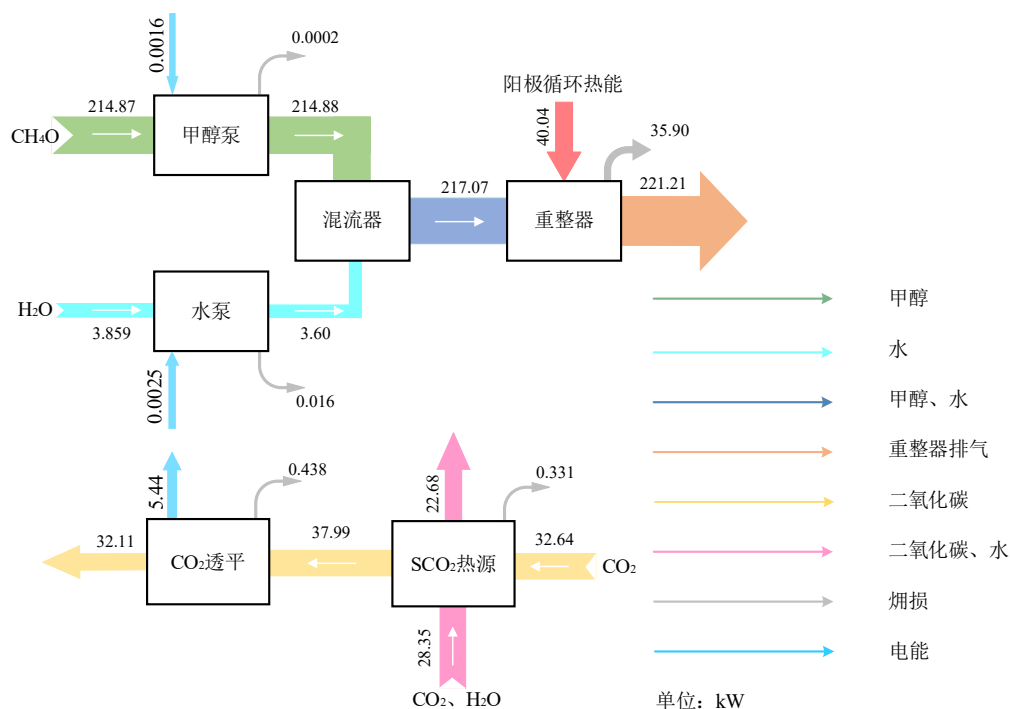


图 4-5 A4 系统中甲醇重整器进出口焓流图

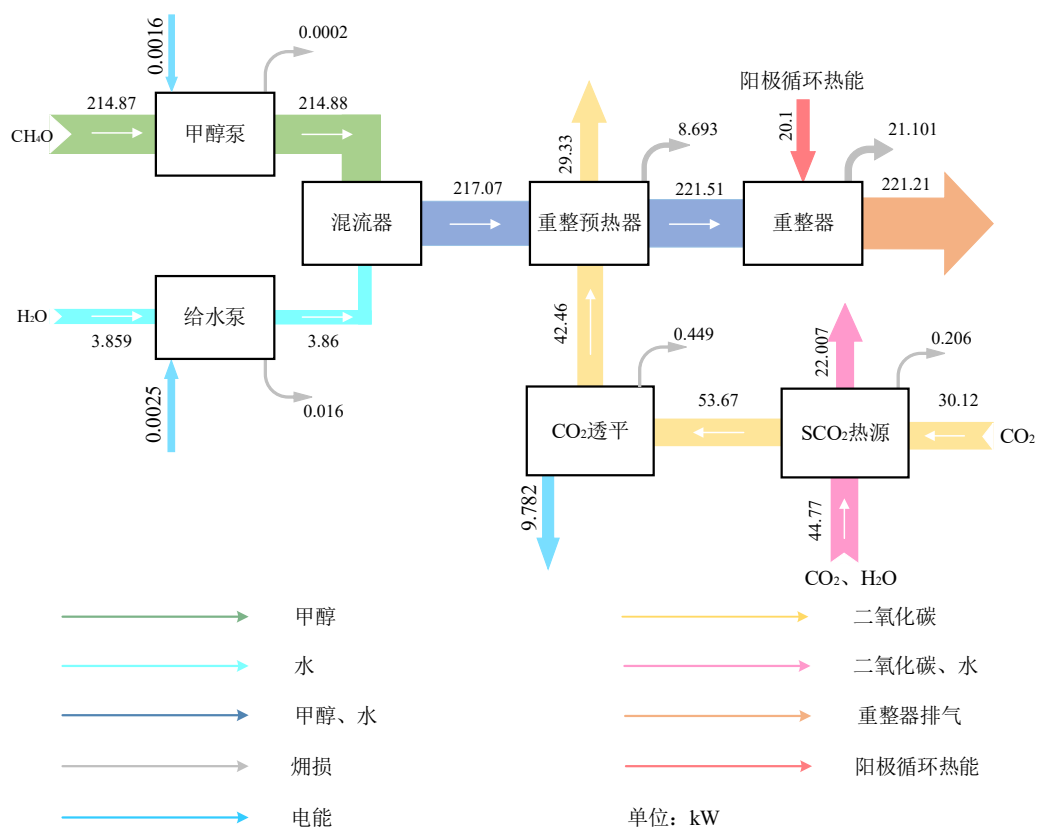


图 4-6 B4 系统中甲醇重整器进出口焓流图

4.2 联合发电系统炯经济分析

4.2.1 炯经济分析理论

炯经济分析可以作为数值炯分析的补充，从炯经济性的角度对系统作出评价，定量反应炯和经济成本之间的关系。

炯经济分析的主要手段为列出各设备的炯经济成本平衡方程，联立求解获得每一条物流的单位炯经济成本 c ， $\$/\text{GJ}^{-1}$ 。设备的炯经济成本平衡方程可表示为^[69]：

$$\sum C_{i,\text{in}} + Z = \sum C_{i,\text{out}} \quad (4-4)$$

式中 $\sum C_{i,\text{in}}$ ——输入设备的总炯经济成本， $\$/\text{h}^{-1}$ ；

Z ——设备的成本率， $\$/\text{h}^{-1}$ ；

$\sum C_{i,\text{out}}$ ——输出设备的总炯经济成本， $\$/\text{h}^{-1}$ 。

物流的总炯经济成本可以表示为单位炯经济成本与物流炯值的乘积，具体如下式^[70]：

$$C = cE \quad (4-5)$$

式中 C ——某一物流的总炯经济成本；

E ——物流炯值 $\text{GJ} \cdot \text{h}^{-1}$ 。

设备成本率由运维成本率 Z^{OM} 和投资成本率 Z^{CI} 组成，计算如下所示^[70]：

$$Z = Z^{\text{CI}} + Z^{\text{OM}} \quad (4-6)$$

运维成本率和投资成本率的值可以由下式计算^[72]：

$$Z = Z^{\text{CI}} + Z^{\text{OM}} \quad (4-7)$$

$$Z^{\text{OM}} = \xi Z^{\text{CI}} \quad (4-8)$$

$$CRF = \frac{i(1+i)^n}{(1+i)^n - 1} \quad (4-9)$$

式中 Z_0^{CI} ——设备初始投资成本， $\$$ ；

CRF ——成本投资系数；

τ ——年有效利用小时数；

ξ ——运维系数；

i ——利率；

n ——规定运行年数。

由于在计算设备成本率过程中不同设备的成本计算方程参考年份不同，所以需要利用化工设备指数将设备成本折算到同一年进行计算，具体折算关系如下表 4-3 所示^[72]。

表 4-3 设备运行投资相关系数

参数	单位	数值
运行年数	年	20
年运行小时	h	8000
利率	-	0.12
运维系数	-	0.06
运维系数	-	0.06

在炯经济分析过程中，还定义了一些其他参数用来更好的评价系统炯经济性能^[70]，它们分别是单位燃料炯经济成本 c_f ；单位产品炯经济成本 c_p ；外部与内部炯损失的炯经济学成本 C_L ， C_D ；燃料与产品的相对炯经济成本差 r 以及炯经济系数 f 。

$$c_f = \frac{C_f}{E_f} \quad (4-10)$$

$$c_p = \frac{C_p}{E_p} \quad (4-11)$$

$$C_D = c_f E_D \quad (4-12)$$

$$r = \frac{c_p - c_f}{c_f} \quad (4-13)$$

$$f = \frac{Z}{Z + C_D + C_L} \quad (4-14)$$

如（4-13）式所示，燃料与产品之间的相对成本差 r 可以设备的净输出功能力。从（4-14）式可以看出，炯经济系数 f 表示的是设备投资成本和损失之间的相对关系。当 f 偏低时意味着该设备虽然投资成本较低，但炯损失较大；当 f 过大时，说明设备虽然炯损失较小，但其所需的投资成本相对较大。

在建立炯经济分析的平衡方程组时，需要引入辅助方程来满足求解所需条件，辅助方程的构建应遵循以下几项基本原则：

（1）在标准状态下，水和空气单位炯经济学成本为 0。

（2）若流出设备的炯流是燃料炯流的一部分，则两个炯流的单位炯经济学成本相等。

（3）分离器中无化学反应发生，则流出设备炯流的单位炯经济学成本按其炯值大小分摊流入设备的总炯经济学成本，反之亦然。

（4）对于具有多个出口物流的设备，则认为其各个出口物流具有相同的单位炯经济成本。

4.2.2 联合发电系统炯经济分析

根据前文的炯分析及能量品位分析,可以得到系统中各设备的炯损失大小及产生原因,但这一过程主要从热力学角度出发,难以反映系统在经济性方面的合理性。因此,采用炯经济分析来定量的评价能量与经济成本之间的关系。

表 4-4 设备成本计算公式^[69-74]

设备名	成本	注解
SOFC 及其辅助设备	$1.1 \times A_{\text{SOFC}} (2.96 \times T_{\text{SOFC}} - 1907)$	A_{SOFC} : SOFC 有效面积, m^2 ; T_{SOFC} : SOFC 运行温度, K
燃烧室	$\frac{46.08 \times m}{0.955 - \frac{P_{\text{out}}}{P_{\text{in}}}} \times (1 + e^{0.018 \times T_{\text{out}} - 26.4})$	m : 烟气质量 $\text{kg} \cdot \text{s}^{-1}$; T : 烟温, K; P : 进出口压力, bar
逆变器	$10^5 \times \left(\frac{W_{\text{SOFC-DC}}}{500} \right)^{0.7}$	$W_{\text{SOFC-DC}}$: 输入功率, kW
纯氧压缩机	$91562 \times \left(\frac{W_{\text{OC}}}{445} \right)^{0.67}$	W_{OC} : 压缩机功率, kW
换热器	$130 \times \left(\frac{A_{\text{HEX}}}{0.093} \right)^{0.78}$	A_{HEX} : 换热面积, m^2
水泵	$1869.66 \times W_{\text{WP}}^{0.71} \times \left(1 + \frac{1-0.8}{1-\eta_{\text{WP}}} \right)$	W_{WP} : 水泵功率, kW; η_{WP} : 水泵等熵效率
甲醇泵	$442 \times W_{\text{MP}}^{0.71} \times \left(1 + \frac{1-0.8}{1-\eta_{\text{MP}}} \right)$	W_{MP} : 甲醇泵功率, kW; η_{MP} : 甲醇泵等熵效率
燃气透平	$W_{\text{GT}} \times (1318.5 - 98.328 \times \ln W_{\text{GT}})$	W_{GT} : 透平功率, kW; η_{GT} : 透平等熵效率
CO ₂ 压缩机	$71.1 \times m_{\text{in}} \times \left(\frac{1}{0.92 - \eta_{\text{CC}}} \right) \times P_{\text{CC}} \times \ln(P_{\text{CC}})$	m_{in} : 质量流量, $\text{kg} \cdot \text{s}^{-1}$; η_{CC} : 等熵效率; P_{CC} : 压力, kPa
CO ₂ 透平	$479.34 \times m_{\text{in}} \times \left(\frac{1}{0.93 - \eta_{\text{Turb}}} \right) \times \ln(P_{\text{Turb}}) \times (1 + e^{0.0367 T_{\text{in}} - 54.4})$	m_{in} : 质量流量, $\text{kg} \cdot \text{s}^{-1}$; η_{Turb} : 等熵效率; P_{Turb} : 压力, kPa; T_{in} : 温度, K

本文所构建的多联供系统关键部件的设备成本计算模型，可参考已有文献中提出的经济性能分析方法进行建立，如表 4-4 所示。

系统中甲醇重整器成本采用公式估算法和规模因子法进行估算成本采用规模因子法进行估算^[75]：

$$Cost = Cost_0 \times \left(\frac{Size_1}{Size_0} \right)^n \quad (4-15)$$

式中 $Cost$ ——新设备成本，k\$；

$Cost_0$ ——基准设备的成本，k\$；

$Size_1$ ——现有设备的规模；

$Size_0$ ——基准设备的规模；

n ——规模因子。

表 4-5 甲醇重整器成本估算参数^[76]

设备	标准设备成本(k\$)	标准设备规模	规模因子
甲醇重整器	6.882	合成气质量流量 0.00749 kg/s	0.6

表 4-6 设备焓经济平衡方程

设备	平衡方程	辅助方程
甲醇泵	$C_1 + C_{W_{MP}} + Z_{MP} = C_2$	$C_1 / E_1 = 15.9,$ $C_{W_{MP}} / W_{MP} = 11.36 (\$/GJ)$
水泵	$C_3 + C_{W_{WP}} + Z_{WP} = C_4$	$C_3 / E_3 = 0,$ $C_{W_{WP}} / W_{WP} = C_{W_{MP}} / W_{MP}$
混流器 1	$C_2 + C_4 = C_5$	-
重整预热器	$C_5 + C_{25} + Z_{HEX1} = C_6 + C_{26}$	$C_{25} / E_{25} = C_{26} / E_{26}$
甲醇重整器	$C_6 + C_{16} + Z_{REF} = C_7 + C_{17}$	$C_{16} / E_{16} = C_{17} / E_{17}$
阳极加热器	$C_7 + C_{20} + Z_{HEX4} = C_8 + C_{21}$	$C_{20} / E_{20} = C_{21} / E_{21}$
SOFC	$C_8 + C_{13} + Z_{SOFC} = C_9 + C_{14} + C_{W_{SOFC}}$	$C_{W_{SOFC}} / W_{SOFC} = C_9 / E_9 = C_{14} / E_{14}$
纯氧压缩机	$C_{10} + C_{W_{OC}} + Z_{OC} = C_{11}$	$C_{10} / E_{10} = 6.4,$ $C_{W_{OC}} / W_{OC} = C_{W_{MP}} / W_{MP}$

接下表

续表 4-6

设备	平衡方程	辅助方程
混流器 2	$C_{11} + C_{17} = C_{12}$	-
阴极加热器	$C_{12} + C_{19} + Z_{\text{HEX3}} = C_{13} + C_{20}$	$C_{19} / E_{19} = C_{20} / E_{20}$
分流器 1	$C_{14} = C_{15} + C_{16}$	$C_{14} / E_{14} = C_{15} / E_{15} = C_{16} / E_{16}$
燃烧室	$C_9 + C_{15} + Z_{\text{BUR}} = C_{18}$	-
燃气轮机	$C_{18} + C_{W_{\text{GT}}} + Z_{\text{GT}} = C_{19}$	$C_{18} / E_{18} = C_{19} / E_{19}$
SCO ₂ 循环 加热器	$C_{21} + C_{23} + Z_{\text{HEX5}} = C_{22} + C_{24}$	$C_{21} / E_{21} = C_{22} / E_{22}$
CO ₂ 透平	$C_{24} + C_{W_{\text{GT}}} + Z_{\text{CT}} = C_{25}$	$C_{24} / E_{24} = C_{25} / E_{25}$
高温回热器	$C_{26} + C_{37} + Z_{\text{HEX6}} = C_{27} + C_{23}$	$C_{26} / E_{26} = C_{27} / E_{27}$
低温回热器	$C_{27} + C_{33} + Z_{\text{HEX7}} = C_{28} + C_{34}$	$C_{27} / E_{27} = C_{28} / E_{28}$
冷却器 1	$C_{28} + C_{40} + Z_{\text{HEX8}} = C_{29} + C_{41}$	$C_{40} / E_{40} = 0, C_{28} / E_{28} = C_{29} / E_{29}$
预压缩机	$C_{29} + C_{W_{\text{CC1}}} + Z_{\text{CC1}} = C_{30}$	$C_{W_{\text{CC1}}} / W_{\text{CC1}} = C_{W_{\text{MP}}} / W_{\text{MP}}$
分流器 2	$C_{30} = C_{35} + C_{31}$	$C_{30} / E_{30} = C_{31} / E_{31} = C_{35} / E_{35}$
冷却器 2	$C_{31} + C_{38} + Z_{\text{HEX9}} = C_{32} + C_{39}$	$C_{38} / E_{38} = 0, C_{31} / E_{31} = C_{32} / E_{32}$
主压缩机	$C_{32} + C_{W_{\text{CC2}}} + Z_{\text{CC2}} = C_{33}$	$C_{W_{\text{CC2}}} / W_{\text{CC2}} = C_{W_{\text{MP}}} / W_{\text{MP}}$
再压缩机	$C_{35} + C_{W_{\text{CC3}}} + Z_{\text{CC3}} = C_{36}$	$C_{W_{\text{CC3}}} / W_{\text{CC3}} = C_{W_{\text{MP}}} / W_{\text{MP}}$
混流器 3	$C_{34} + C_{35} = C_{37}$	-

表 4-6 列出了各设备对应的焓经济平衡方程。根据焓经济成本分摊原则，此外，为简化计算，SOFC 的辅助设备一同算入其成本方程中不在单独列出。通过使用 Mathematica 求解表 4-6 所示的方程组，得到系统的焓经济分析结果，包括：单位燃料及产品的焓经济成本、焓损失经济学成本、设备投资成本率、相对成本差及焓经济系数。具体结果如表 4-7 所示。

表 4-7 焓经济分析结果

设备名	单位燃料 焓经济成本 c_f (\$/GJ)	单位产品 焓经济成本 c_p (\$/GJ)	焓损失经 济学成本 c_D (\$/h)	投资成 本率 Z (\$/h)	相对成本 差 r	焓经济 系数 f (%)
甲醇泵	11.3600	238.9622	0.0000	0.0003	20.04	98.15
水泵	11.3600	89.1597	0.0001	0.0001	6.85	53.84
重整预热器	27.5883	82.3172	0.8556	0.0027	1.98	0.32

接下表

续表 4-7

设备名	单位燃料 烟经济成本 c_f (\$/GJ)	单位产品 烟经济成本 c_p (\$/GJ)	烟损失经 济学成本 c_D (\$/h)	投资成 本率 Z (\$/h)	相对成本 差 r	烟经济 系数 f (%)
甲醇重整器	17.0734	19.8612	1.2958	0.0514	0.16	3.81
阳极加热器	27.7116	38.8479	0.3993	0.0011	0.40	0.28
SOFC	17.1105	26.4172	1.1023	0.7952	0.58	41.16
纯氧压缩机	11.3600	12.4803	0.0031	0.0001	0.10	2.97
阴极加热器	27.7116	33.5786	0.0396	0.0003	0.21	0.69
燃烧室	26.4172	27.7116	0.3173	0.0058	0.04	1.79
燃气轮机	27.7116	47.6245	0.0242	0.2046	0.72	89.35
SCO ₂ 循环 加热器	27.7116	28.0861	0.0204	0.0027	0.01	11.73
CO ₂ 透平	27.5883	30.6220	0.0442	0.0154	0.11	25.71
高温回热器	27.5883	41.1513	0.0029	0.0015	0.49	33.67
低温回热器	27.5883	38.5014	0.0077	0.0013	0.40	14.64
冷却器 1	27.5883	32.2856	0.0065	0.0084	1.25	56.17
预压缩机	11.3600	15.7790	0.0006	0.0005	0.39	43.64
冷却器 2	27.5256	41.5223	0.0015	0.0088	3.74	85.05
主压缩机	11.3600	12.9347	0.0029	0.0003	0.14	10.49
再压缩机	11.3600	18.2046	0.0017	0.0028	0.60	62.57

该值是决定系统放电成本的重要因素。经过计算，SOFC、燃气轮机、CO₂透平放电成本分别为 26.4172\$/GJ、47.6245\$/GJ、30.6220\$/GJ。

分析对比各设备的投资成本率可知，SOFC 成本率最高，这表明固体氧化物燃料电池发电技术相对昂贵。为了进一步降低系统的单位放电成本，可以从以下两个方面入手：烟经济系数反映了设备投资成本与烟损失之间的相对关系。在烟经济系数大于 70%时，设备投资成本偏高，可通过降低投资成本来提高系统的烟经济性，但可能会导致烟效率下降；当烟经济系数低于 30%时，则表明设备过度偏向经济性目标，导致烟效率较低，适当增加投资有助于提升系统整体性能。

由于水泵烟损失较小，烟损失的经济学成本接近于 0，所以其烟经济学系数接近于 100%。除了给水泵以外，系统中烟经济学系数较大的设备还有燃气轮机及冷却器 2，分别为 89.35%、85.05%。结合烟分析可知工质泵烟经济系数较大的原因输出功率较小，烟损失较小。冷却器 2烟经济系数较大的原因在于投资成本过高。结合冷却器 2 的烟平衡结果可知，其内部换热流股的能量品位

差较小，证明其换热温差较小，这就导致了需要较大的换热面积从而增大了设备投资。系统中炯经济学系数较小的设备为甲醇重整器、燃烧室、甲醇预热器、阳极加热器、阴极加热器、 SCO_2 循环加热器、 SCO_2 低温回热器、纯氧压缩机分别为 3.81%、1.79%、0.32%、0.28%、0.69%、11.73%、14.64%、2.97%。设备炯经济系数过小的主要原因为炯损失相对于投资成本而言过大，通过炯流分析可知，后燃烧室炯损失的主要成因为 SOFC 排气直接燃烧过程中化学能品位的大幅下降，其炯损失占系统总炯损的 5.8%，同时投资成本也相对较小，因此为了降低炯损失，可以通过提高后燃室的进气温度来实现。对于部分换热器而言，冷热流股的温差较大，后期可通过规划合理换热网络、降低换热梯度的方法提高炯经济系数。虽然炯分析表明这些换热器的绝对炯损失较小，但相对于其换热量和投资成本而言仍然偏大，因此仍需进一步优化以提高系统整体经济性。

综上所述，数值炯分析与经济炯分析的合理结合，有助于我们发掘集成系统中存在问题的设备与流程。结合炯流分析，从能量转化机理的角度进一步明确这些设备的炯损成因及优化方向，从而为系统优化提供更具针对性的改进方案。这种综合分析方法不仅能有效提高系统能效，还能在保障经济可行性的前提下，实现更优的能源利用策略。

4.3 联合发电系统经济性能分析

复杂的发电系统需要较高的投资成本以及运营维护成本，因此，为探究所提出集成系统的工程可行性，有必要开展经济性能分析。动态投资回收期与净现值是评价工程项目的重要经济指标，可以有效反应系统的盈利能力与投资回报水平。

净现值定义为在项目周期内各年净现金流按一定折现率计算后的代数和，公式如下^[77]：

$$NPV = \sum_{t=0}^n \frac{(CI - CO)}{(1+i)^t} \quad (4-16)$$

式中：CI——现金流入包括原料成本及售电收益；

CO——现金流出包括购电成本及运维成本（取系统投资成本的 6%）；

i——折现率，取 12%；

n——系统运行年限，20 年。

动态投资回收期 N_t 是指在考虑时间对货币价值影响的情况下，项目净现金流量的折现值等于初始投资折现值的全部时间，既净现值为 0 时所需的时间^[77]。

$$N_t = N - 1 + \frac{(CI - CO)_{N-1}}{(CI - CO)_N} \quad (4-17)$$

上式中 N 为项目累计净现金流第一次为正或零的年份。

对 SOFC-GT-SCO₂ 联合发电系统进行经济性计算，计算过程中涉及的相关电价及原料价格见表 4-8。

表 4-8 电价及原料价格

项目	单位	数值
电价	\$/kWh	0.2
甲醇价格	\$/t	300
纯氧价格	\$/t	250

系统初始投资成本根据表 4-4 计算并折算到同一年份。系统的经济性能分析结果如表 4-9 所示。由表可知，系统初始投资成本为\$62203.02，动态投资回收期为 7.69 年，净现值为\$95949.09，表明该系统具备一定的盈利能力且动态回收周期处于合理范围，具备良好的盈利能力和工程实用价值。

表 4-9 系统经济性能分析结果

项目	单位	数值
初始投资成本	\$	62203.02
设备年运维成本	\$	3732.18
原料年消耗成本	\$	186705
年售电收入	\$	203282.72
动态回收周期	年	7.69
净现值	\$	95949.09

4.4 本章小结

本章首先对 SOFC-GT-SCO₂ 联合发电系统进行了数值焓分析和焓流图分析，从焓损大小的角度综合分析了各设备的焓效率及其焓损失的成因；其次结合焓经济成本、设备焓经济系数和相对成本差等指标，评估了系统在焓经济方面的可行性，并分析了各设备投资与焓损失之间的相对关系，综合以上分析，得到集成系统相关优化建议。此外，还对该系统进行了经济性分析，以评估其盈利能力和工程实用价值。本章主要结论如下：

(1) 通过对系统的焓数值分析得到焓损值占比前三的设备为 SOFC、燃烧室、甲醇重整预热器，合计占比超过系统的 80%。其中 SOFC、燃烧室虽存在较大焓损，但焓效率均处于在较高水平，说明产生较大焓损的直接原因为系统的大部分能量转化过程均发生在这两个设备上。而甲醇重整预热器的焓损占比

较大，且炯效率较低，主要原因在于冷热流股温差较大，因此其换热过程存在优化空间。

(2) 通过炯流图对比分析 A4 系统与 B4 系统，可以得出，通过利用 SCO_2 循环透平排汽余热，加热甲醇和水，减少燃气轮机排气余热利用，提高 SCO_2 循环的热源温度，从而提升系统整体效率。因此，尽管该设备的炯效率较低，但其对系统效率的提升作用显著。

(3) 通过炯经济系数的分析，可以判断设备投资与其对应炯损失的合理性。部分设备如燃气轮机的炯经济系数较大，说明其投资成本偏高，可适当降低部分炯效率以减少系统投资成本。而部分换热器等设备的炯经济系数较低，表明其投资成本偏高，炯效率不足。这一结果与炯数值分析相一致，后期可通过规划合理换热网络、降低换热梯度的方法提高炯经济系数。

(4) 经济性分析结果表明在设计工况下系统投资回收期为 7.69 年，净现值为\$95949.09，具有盈利能力和工程实用价值。

第 5 章 结论与展望

5.1 结论

本文提出了一种以甲醇为燃料的零碳排放能源系统，通过整合固体氧化物燃料电池（SOFC）、燃气轮机（GT）和超临界二氧化碳循环（SCO₂）实现能源高效利用。研究采用纯氧作为 SOFC 阴极工质，从而提高发电效率，并确保排气中仅含 CO₂和水蒸气，有利于后续 CO₂的高效捕集。同时，充分利用 SCO₂循环的余热对甲醇燃料和水进行预热，不仅有效提高 SCO₂循环的最高温度，还进一步增强了系统的整体发电效率。此外，采用遗传算法对系统进行优化，深入分析 SOFC-GT 系统与 SCO₂循环在不同集成方式下的情况。筛选出最优系统布局，并探讨关键参数对系统性能的影响。基于热力学焓分析与焓经济性评估，研究识别出系统中焓损率较高且经济成本突出的薄弱环节，为关键部件的优化提供量化依据。

（1）将 SCO₂ 循环的无回热型循环、简单回热型循环、再压缩型循环、部分冷却型循环采用两种不同方式与 SOFC-GT 子系统集成：顺序集成方式（A1~A4）与交叉集成方式（B1~B4），构建了 8 种不同系统。对纯氧 SOFC 和 SCO₂循环模型进行模拟验证：通过与参考文献对比数据，发现两者误差均在合理范围内，验证了模型的有效性。同时，以 SOFC 阴极氧气浓度为变量开展分析，结果表明阴极氧气浓度的升高能够有效提升 SOFC 的输出电压及功率。这一结论揭示了氧气浓度与电池输出功率之间的紧密关联性。此外，纯氧 SOFC 使系统排气组分仅包含二氧化碳与水，结合多级压缩、级间冷却实现高效碳捕集，为纯氧 SOFC 与碳捕集的集成优化提供了理论依据。

（2）对比 A 组和 B 组的所有系统发现：B 组系统的系统净输出功率及各项性能指标均优于 A 组系统。其中 B4 系统的系统净输出功率、能量利用率、系统焓效率均最大，分别为 127.05 kW、66.48%、61.97%。进一步研究表明，各系统的 SOFC-GT 子系统发电量相同，性能差异主要源于 SCO₂循环的设计优化。同时，B 组系统创新性地将 SCO₂循环中透平排出的高温气体对甲醇与水的混合燃料预热，这一设计提高了甲醇重整器的焓效率。在透平入口气体压力保持恒定的前提下，该优化设计有效提高了入口工质的最高温度。增强了 CO₂透平的做功能力，使整个系统的能量转化效率实现突破性提升。

（3）针对 B 组联合发电系统的 SOFC-GT 子系统和 SCO₂循环，重点分析了关键参数对系统性能的影响。在 SOFC-GT 部分，SOFC 运行压力、运行温度

和燃料利用率三个参数均表现出显著作用：三者的提升均可提高系统净输出功率和焓效率。对于 SCO_2 循环子系统，不同影响因素对各系统的影响差异明显。B2、B3、B4 系统随 CO_2 流量增加呈现“先升后降”的功率变化曲线，存在明确的峰值区间；而 B1 系统功率随流量增加逐步降低，但其降幅明显小于其他系统，且在较高流量区间具有一定优势。分流比对 B3 和 B4 系统的影响存在明显差异。B3 系统的分流比降低会直接导致循环功率持续下降，表明再压缩型循环结构在本集成系统中并未体现出作为底循环的性能优势；而 B4 系统通过优化分流比和预压缩压力，能够实现输出功率的最大化。

(4) 焓分析表明，系统中焓损失最大的三个设备为甲醇重整器、SOFC、甲醇重整预热器，其焓损失分别为 21.101 kW、18.4572 kW、8.6934 kW，占总焓损失的比重分别为 36.81%、32.20%、15.16%，三者合计超过系统总焓损的 80%。甲醇重整器和 SOFC 的焓效率分别达到了 91.29% 和 86.63%，均保持在较高水平。但由于其承担系统主要能量转换任务，因此产生较大的焓损。而甲醇预热器焓损占比比较大，其焓效率也显著低于其他部件。根本原因在于预热器中冷、热流体间存在较大温差，引发严重的传热不可逆损耗。可通过进一步研究优化热交换流程设计，从而提升该环节的能源利用效率。通过焓流图对比分析 A4 系统与 B4 系统，可以得出，甲醇重整预热器通过利用 SCO_2 循环透平排汽余热，加热甲醇和水，减少燃气轮机排气余热利用，提高 SCO_2 循环的热源温度，使得系统效率得到一定提升。因此，尽管该设备焓效率较低，但对于系统效率存在有效提升。

(5) 焓经济系数分析可量化设备投资与焓损失的合理性。部分设备如燃气轮机的焓经济系数较大，投资成本偏高，可适当降低部分焓效率以优化系统投资。而部分换热器等设备的焓经济系数较低，表明其焓损超出合理范围，焓效率偏低，这一结果与焓数值分析相一致，后期可通过规划合理换热网络、降低换热梯度的方法提高焓经济系数。经济性分析结果表明，在设计工况下系统投资回收期为 7.69 年，净现值为 95949.09，具有盈利能力和工程实用价值。

综上所述，本文以 SOFC 为系统核心，将 SOFC-GT 子系统与 SCO_2 循环行进交叉集成，可有效提高系统的净输出功率。在此基础上底循环采用部分冷却 SCO_2 循环，系统效率最高。通过对系统进行了模拟及热力性能分析，得到了系统性能变化规律。通过焓、焓经济性指标等性能指标，为 SOFC 系统的实际应用提供了新的思路以及理论指导，同时也为综合供能系统的应用提供了新的方向。

5.2 展望

本文对以 SOFC 为核心的制联合发电系统开展了相关研究，对系统进行了热力性能分析、焓分析以及经济性分析，得到了系统的性能变化规律以及优化方向，但还存在一定不足，需要进一步完善与研究。具体如下：

（1）未来研究可关注甲醇作为可再生能源载体的系统化应用：针对我国西部风光资源富集区与东部负荷中心的空间错配特性，通过将 CO_2 催化制甲醇工艺与 SOFC 发电技术深度耦合，构建“绿电-甲醇-氢能”的闭环能源转化体系。该路径既可发挥甲醇在长距离输运中的储能优势，又能通过 SOFC 实现化学能的高效利用，为评估跨区域可再生能源消纳、碳循环经济及分布式供能系统的协同效益提供多维度的研究框架。

（2）目前研究仅采用单目标优化策略，虽可有效揭示系统效率提升路径，但在实际工程应用中，系统效率、经济性、碳排放以及设备稳定性等多个指标往往需要综合权衡。因此，未来研究将引入多目标优化方法，建立系统在能效与成本、排放与经济性等方面的协同优化模型，提升优化结果的实用性与决策参考价值。

（3）为提升模型的准确性和研究结论的工程适应性，未来将进一步结合已有 SOFC 及相关子系统的实验运行数据，对模型进行验证与校正。在此基础上，探索面向工程应用的运行策略与系统构型优化，为实际能源系统设计提供可行性参考。

参考文献

- [1] García-Díez E, García-Labiano F, de Diego L F, et al. Steam, dry, and steam-dry chemical looping reforming of diesel fuel in a 1 kWth unit[J]. *Chemical Engineering Journal*, 2017,325:369-377.
- [2] 罗明, 王树众, 王龙飞, 等. 基于化学链技术制氢的研究进展[J]. *化工进展*, 2014,33(05):1123-1133.
- [3] 周伟, 余帅均. 全球氢能源研究进展与中国氢产业链现状分析[J]. *江苏商论*, 2024(04):98-102.
- [4] 朱刚. “双碳”目标下燃料电池汽车产业发展思考[J]. *上海节能*, 2024(02):182-186.
- [5] 袁诚坤. 国内外氢燃料电池汽车市场发展[J]. *汽车与配件*, 2019(06):26-28.
- [6] Brandon N. Solid oxide fuel cell lifetime and reliability: critical challenges in fuel cells[M]. Academic Press, 2017.
- [7] Monteiro E, Brito P S. Hydrogen supply chain: Current status and prospects[J]. *Energy Storage*, 2023,5(7):e466.
- [8] Edlund D. Methanol fuel cell systems: advancing towards commercialization[M]. Pan Stanford Publishing, 2011.
- [9] Vourliotakis G, Skevis G, Founti M A. Assessment of the reactor network approach for integrated modelling of an SOFC system[J]. *International journal of hydrogen energy*, 2011,36(10):6112-6122.
- [10] Biswas N, Bhattacharya D, Kumar M, et al. Effect of oxygen diffusion constraints on the performance of planar solid oxide fuel cells for variable oxygen concentration[J]. *Industrial & Engineering Chemistry Research*, 2020,59(42):18844-18856.
- [11] Choudhury A, Chandra H, Arora A. Application of solid oxide fuel cell technology for power generation—A review[J]. *Renewable and Sustainable Energy Reviews*, 2013,20:430-442.
- [12] Din M A U, Idrees M, Jamil S, et al. Advances and challenges of methanol-tolerant oxygen reduction reaction electrocatalysts for the direct methanol fuel cell[J]. *Journal of Energy Chemistry*, 2023,77:499-513.
- [13] Kežionis A, Šalkus T, Dudek M, et al. Investigation of alumina-and scandia-doped zirconia electrolyte for solid oxide fuel cell applications: Insights from broadband impedance spectroscopy and distribution of relaxation times analysis[J]. *Journal of Power Sources*, 2024,591:233846.
- [14] Hanif M B, Rauf S, Ul Abadeen Z, et al. Proton-conducting solid oxide electrolysis cells: Relationship of composition-structure-property, their

-
- challenges, and prospects[J]. *Matter*, 2023,6(6):1782-1830.
- [15] Li Z, Mu Y, Zhang Q, et al. Constructing highly durable reversal-tolerant anodes via integrating high-surface-area Ti_4O_7 supported Pt and Ir@IrO_x for proton exchange membrane fuel cells[J]. *Energy & Environmental Science*, 2024,17(4):1580-1591.
- [16] Jiang X, Ke L, Zhao K, et al. Integrating hydrogen utilization in CO_2 electrolysis with reduced energy loss[J]. *Nature Communications*, 2024,15(1):1427.
- [17] Yu Z, Ge L, Ni Q, et al. Superior durability and activity of a benchmark triple-conducting cathode by tuning thermo-mechanical compatibility for protonic ceramic fuel cells[J]. *Advanced Functional Materials*, 2024,34(19):2309698.
- [18] Zhang S, Li C, Liu S, et al. Thermally sprayed large tubular solid oxide fuel cells and its stack: geometry optimization, preparation, and performance[J]. *Journal of Thermal Spray Technology*, 2017,26:441-455.
- [19] Dwivedi S. Solid oxide fuel cell: Materials for anode, cathode and electrolyte[J]. *International Journal of Hydrogen Energy*, 2020,45(44):23988-24013.
- [20] Papurello D, Lanzini A, Tognana L, et al. Waste to energy: Exploitation of biogas from organic waste in a 500 W solid oxide fuel cell (SOFC) stack[J]. *Energy*, 2015,85:145-158.
- [21] Somano V, Ferrero D, Santarelli M, et al. CFD model for tubular SOFC directly fed by biomass[J]. *International Journal of Hydrogen Energy*, 2021,46(33):17421-17434.
- [22] Zhu B, Raza R, Abbas G, et al. An electrolyte-free fuel cell constructed from one homogenous layer with mixed conductivity[J]. *Advanced Functional Materials*, 2011,21(13):2465-2469.
- [23] Zhu B, Lund P, Raza R, et al. A new energy conversion technology based on nano-redox and nano-device processes[J]. *Nano Energy*, 2013,2(6):1179-1185.
- [24] Zhu B, Mi Y, Xia C, et al. A nanoscale perspective on solid oxide and semiconductor membrane fuel cells: materials and technology[J]. *Energy materials*, 2021,1(1):N/A-N/A.
- [25] Fan Q, Yan S, Wang H. Nanoscale redox reaction unlocking the next-generation low temperature fuel cell[J]. *Energy Materials*, 2022,2(1):N/A-N/A.
- [26] Lu Y, Zhu B, Shi J, et al. Advanced low-temperature solid oxide fuel cells based on a built-in electric field[J]. *Energy Materials*, 2021,1(1):N/A-N/A.
- [27] Shah M Y, Lu Y, Mushtaq N, et al. ZnO/MgZnO heterostructure membrane with type II band alignment for ceramic fuel cells[J]. *Energy Materials*,

-
- 2022,2(4):N/A-N/A.
- [28] Mahato N, Banerjee A, Gupta A, et al. Progress in material selection for solid oxide fuel cell technology: A review[J]. Progress in Materials Science, 2015,72:141-337.
 - [29] Hedayat N, Du Y, Ilkhani H. Pyrolyzable pore-formers for the porous-electrode formation in solid oxide fuel cells: A review[J]. Ceramics International, 2018,44(5):4561-4576.
 - [30] Ramadhani F, Hussain M A, Mokhlis H, et al. Optimization strategies for Solid Oxide Fuel Cell (SOFC) application: A literature survey[J]. Renewable and Sustainable Energy Reviews, 2017,76:460-484.
 - [31] Timurkutluk B, Timurkutluk C, Mat M D, et al. A review on cell/stack designs for high performance solid oxide fuel cells[J]. Renewable and Sustainable Energy Reviews, 2016,56:1101-1121.
 - [32] Baldinelli A, Barelli L, Bidini G. Performance characterization and modelling of syngas-fed SOFCs (solid oxide fuel cells) varying fuel composition[J]. Energy, 2015,90:2070-2084.
 - [33] Nielsen J, Hagen A, Liu Y. Effect of cathode gas humidification on performance and durability of Solid Oxide Fuel Cells[J]. Solid State Ionics, 2010,181(11-12):517-524.
 - [34] DiGiuseppe G, Sun L. Electrochemical performance of a solid oxide fuel cell with an LSCF cathode under different oxygen concentrations[J]. international journal of hydrogen energy, 2011,36(8):5076-5087.
 - [35] He V, Gaffuri M, Schiffmann J. Readiness evaluation of SOFC-MGT hybrid systems with carbon capture for distributed combined heat and power[J]. Energy Conversion and Management, 2023,278:116728.
 - [36] Matsumura Y. Durable Cu composite catalyst for hydrogen production by high temperature methanol steam reforming[J]. Journal of Power Sources, 2014,272:961-969.
 - [37] Laosiripojana N, Assabumrungrat S. Catalytic steam reforming of methane, methanol, and ethanol over Ni/YSZ: The possible use of these fuels in internal reforming SOFC[J]. Journal of Power Sources, 2007,163(2):943-951.
 - [38] Xu Q. Modelling of high temperature methanol-fuelled solid oxide fuel cells[J]. 2023.
 - [39] Yin Y, Qi H, Su X, et al. Investigation of fuel composition and efficiency of solid oxide fuel cell with different methanol pretreating technologies[J]. International Journal of Green Energy, 2022,19(8):827-835.
 - [40] Ru Y, Sang J, Xia C, et al. Durability of direct internal reforming of methanol as fuel for solid oxide fuel cell with double-sided cathodes[J]. International Journal of Hydrogen Energy, 2020,45(11):7069-7076.

-
- [41] Sun Z, Sun Z. Hydrogen generation from methanol reforming for fuel cell applications: A review[J]. Journal of Central South University, 2020,27(4):1074-1103.
 - [42] Horng R, Chou H, Lee C, et al. Characteristics of hydrogen produced by partial oxidation and auto-thermal reforming in a small methanol reformer[J]. Journal of power sources, 2006,161(2):1225-1233.
 - [43] Chen W, Syu Y. Thermal behavior and hydrogen production of methanol steam reforming and autothermal reforming with spiral preheating[J]. International journal of hydrogen energy, 2011,36(5):3397-3408.
 - [44] Mojaver P, Khalilarya S, Chitsaz A. Multi-objective optimization using response surface methodology and exergy analysis of a novel integrated biomass gasification, solid oxide fuel cell and high-temperature sodium heat pipe system[J]. Applied Thermal Engineering, 2019,156:627-639.
 - [45] Li Z, Zhang X, He X, et al. Comparative analysis of thermal economy of two SOFC-GT-ST triple hybrid power systems with carbon capture and LNG cold energy utilization[J]. Energy Conversion and Management, 2022,256:115385.
 - [46] Sghaier S F, Khir T, Brahim A B. Energetic and exergetic parametric study of a SOFC-GT hybrid power plant[J]. International Journal of Hydrogen Energy, 2018,43(6):3542-3554.
 - [47] Abedinia O, Shakibi H, Shokri A, et al. Optimization of a syngas-fueled SOFC-based multigeneration system: Enhanced performance with biomass and gasification agent selection[J]. Renewable and Sustainable Energy Reviews, 2024,199:114460.
 - [48] Yan Z, Zhao P, Wang J, et al. Thermodynamic analysis of an SOFC–GT–ORC integrated power system with liquefied natural gas as heat sink[J]. International Journal of Hydrogen Energy, 2013,38(8):3352-3363.
 - [49] Crespi F, Gavagnin G, Sánchez D, et al. Supercritical carbon dioxide cycles for power generation: A review[J]. Applied energy, 2017,195:152-183.
 - [50] Liu Y, Han J, You H. Performance analysis of a CCHP system based on SOFC/GT/CO₂ cycle and ORC with LNG cold energy utilization[J]. International Journal of Hydrogen Energy, 2019,44(56):29700-29710.
 - [51] Wei C, Hao X, Haibo W, et al. Proposed combined cold and power system integrated SOFC, sSCO₂ power cycle and compression-absorption refrigeration with [Na (Tx-7)] SCN/NH₃ as working fluid[J]. Energy Conversion and Management, 2022,251:115029.
 - [52] Guo Y, Guo X, Wang J, et al. Performance analysis and multi-objective optimization for a hybrid system based on solid oxide fuel cell and supercritical CO₂ Brayton cycle with energetic and ecological objective approaches[J]. Applied Thermal Engineering, 2023,221:119871.

-
- [53] Liu Z, Wang Y, Xie M, et al. Off-design performance analysis for an integrated system of solid oxide fuel cell and supercritical carbon dioxide Brayton cycle with CO₂ capture[J]. Energy Conversion and Management, 2023,292:117406.
 - [54] Xia M, Yao S, Ying C. Analysis and multi-objective optimization of SOFC/GT/SCO₂ hybrid power system based on thermodynamics and economics[J]. Applied Thermal Engineering, 2023,232:121033.
 - [55] Herdem M S, Sinaki M Y, Farhad S, et al. An overview of the methanol reforming process: Comparison of fuels, catalysts, reformers, and systems[J]. International Journal of Energy Research, 2019,43(10):5076-5105.
 - [56] Haseli Y, Dincer I, Naterer G F. Thermodynamic analysis of a combined gas turbine power system with a solid oxide fuel cell through exergy[J]. Thermochemica Acta, 2008,480(1-2):1-9.
 - [57] Yu Z, Han J, Cao X, et al. Analysis of total energy system based on solid oxide fuel cell for combined cooling and power applications[J]. International Journal of Hydrogen Energy, 2010,35(7):2703-2707.
 - [58] Yu Z, Han J, Cao X. Investigation on performance of an integrated solid oxide fuel cell and absorption chiller tri-generation system[J]. International journal of hydrogen energy, 2011,36(19):12561-12573.
 - [59] Akkaya A V. Electrochemical model for performance analysis of a tubular SOFC[J]. International Journal of Energy Research, 2007,31(1):79-98.
 - [60] Eisavi B, Chitsaz A, Hosseinpour J, et al. Thermo-environmental and economic comparison of three different arrangements of solid oxide fuel cell-gas turbine (SOFC-GT) hybrid systems[J]. Energy Conversion and Management, 2018,168:343-356.
 - [61] Tian M, Yu Z, Zhao H, et al. Thermodynamic analysis of an integrated solid oxide fuel cell, Organic Rankine Cycle and absorption chiller trigeneration system with CO₂ capture[J]. Energy Conversion and Management, 2018,171:350-360.
 - [62] Carstens N A, Hejzlar P, Driscoll M J. Control system strategies and dynamic response for supercritical CO₂ power conversion cycles[J]. Center for Advanced Nuclear Energy Systems, 2006.
 - [63] 何金花, 郑利华. 基于改进遗传算法的软件测试用例自动生成[J]. 软件导刊, 2016,15(09):10-12.
 - [64] 林宇生, 蒋洪磊, 董彦磊, 等. 基于遗传算法的通信卫星资源动态调度方法研究[J]. 无线电工程, 2017,47(06):20-23.
 - [65] Ahn Y, Lee J I. Study of various Brayton cycle designs for small modular sodium-cooled fast reactor[J]. Nuclear Engineering and Design, 2014,276:128-141.

-
- [66] Kulhanek M, Dostal V. Supercritical carbon dioxide cycles thermodynamic analysis and comparison: Supercritical CO₂ power cycle symposium[C], 2011.
 - [67] Veyo S E, Lundberg W L. Solid oxide fuel cell power system cycles[M]. American Society of Mechanical Engineers, 1999.
 - [68] 陈斌. 化工动力多联产系统及化学能梯级利用机理研究[D]. 北京: 中国科学院, 2007.
 - [69] 蒋国安. 太阳能驱动的溴化锂制冷系统的(火用)经济分析[D]. 华北电力大学(北京), 2016.
 - [70] Wu Z, Zhu P, Yao J, et al. Combined biomass gasification, SOFC, IC engine, and waste heat recovery system for power and heat generation: Energy, exergy, exergoeconomic, environmental (4E) evaluations[J]. Applied Energy, 2020,279:115794.
 - [71] Ahmadi R, Pourfatemi S M, Ghaffari S. Exergoeconomic optimization of hybrid system of GT, SOFC and MED implementing genetic algorithm[J]. Desalination, 2017,411:76-88.
 - [72] Guelpa E, Verda V. Exergoeconomic analysis for the design improvement of supercritical CO₂ cycle in concentrated solar plant[J]. Energy, 2020,206:118024.
 - [73] Lee Y D, Ahn K Y, Morosuk T, et al. Exergetic and exergoeconomic evaluation of an SOFC-Engine hybrid power generation system[J]. Energy, 2018,145:810-822.
 - [74] Sarabchi N, Mahmoudi S S, Yari M, et al. Exergoeconomic analysis and optimization of a novel hybrid cogeneration system: High-temperature proton exchange membrane fuel cell/Kalina cycle, driven by solar energy[J]. Energy Conversion and Management, 2019,190:14-33.
 - [75] Zhang Z, Delcroix B, Rezazgui O, et al. Simulation and techno-economic assessment of bio-methanol production from pine biomass, biochar and pyrolysis oil[J]. Sustainable Energy Technologies and Assessments, 2021,44:101002.
 - [76] Byun M, Lee B, Lee H, et al. Techno-economic and environmental assessment of methanol steam reforming for H₂ production at various scales[J]. International Journal of Hydrogen Energy, 2020,45(46):24146-24158.
 - [77] Su B, Han W, Jin H. An innovative solar-powered absorption refrigeration system combined with liquid desiccant dehumidification for cooling and water[J]. Energy Conversion and Management, 2017,153:515-525.

攻读硕士学位期间发表的论文及其它成果

致谢

在此，我由衷感谢我的导师高正阳教授对我的精心指导与无私支持。他不仅在学术上传授给我宝贵的知识，更通过自己的言传身教，激励我不断进步，培养了我坚韧不拔的学习态度和解决问题的能力。高教授的谆谆教诲和言传身教，不仅提升了我的专业能力，也塑造了我坚韧不拔的学习态度和面对问题时冷静应对、积极解决的能力。这份影响将伴随我今后的学习与工作，成为我终身受益的精神财富。

特别地，我要感谢付文锋教授，他的专业知识和细致指导为我的研究提供了重要的支持和指引。每当我在研究中遇到困惑与瓶颈时，付老师总能从更高的角度提出深刻见解，引导我理清思路、把握重点。他对学术问题的敏锐洞察力和对细节的高度重视，不仅帮助我更深入地理解问题本质，也极大地提升了我的科研能力和学术思维。我为能在求学路上得到付老师的指导与帮助而深感幸运与感激。

同时，我也要感谢实验室的全体老师和同窗们。在他们的热情帮助和支持下，我得以顺利开展科研工作，解决了许多困难和挑战。他们的合作精神和团队意识让我感受到了学术界的温暖和力量，让我深信团队的力量是无可比拟的。

在研究生学习和论文写作的过程中，我也要特别感谢我的室友们。你们在我生活最琐碎却也最真实的时光里，给予了我包容、理解与陪伴。无论是深夜的长谈、共同的吐槽，还是相互的鼓励与支持，都成为我这段求学旅程中最温暖的回忆。正是因为有你们，我的研究生生活多了许多欢笑与轻松，衷心感谢你们的陪伴。

在我的学术生涯中，家人的理解与支持始终是最最坚强、最温暖的后盾。是他们无怨无悔的付出与默默守护，让我能够义无反顾地追逐学术梦想，心无旁骛地投入到学习和研究中。每当我遇到困难、陷入迷茫之际，家人始终用他们坚定的信念与温柔的鼓励，为我撑起一片宁静与安稳。无论我在人生道路上做出怎样的选择，他们都毫无保留地尊重与支持，给予我最大的自由和勇气。

最后，我要特别感谢我的女朋友李晓敬，在我求学和科研的过程中，她始终给予我坚定的支持与鼓励，成为我不断前行的重要力量。我们相处的点点滴滴，不仅让我的生活充满温暖与欢笑，也让我更加珍惜这段来之不易的感情。相处的点点滴滴，让我感受到了生活的美好，感谢她一路相伴，我期待与她携手走向更加美好的未来。

华北电力大学学位论文答辩委员会情况

	姓名	职称	工作单位	学科专长
答辩主席	李杰	教授级 高工	河北电力勘探设计 院	氢能系统
答辩委员 1	吴兵	高级工 程师	上海鲲华新能源 科技有限公司	氢能系统
答辩委员 2	叶陈良	副教授	华北电力大学	氢能系统
答辩委员 3	张炳东	副教授	华北电力大学	氢能系统
答辩委员 4	董帅	副教授	华北电力大学	氢能系统